

EFFECTO DE LA DISIPACION VISCOSA EN LA CONDENSACION
DE VAPOR SOBREALEDADO

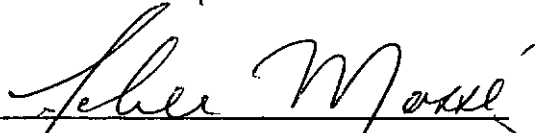
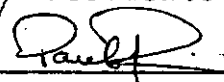
FRANKLIN VILLAGOMEZ DEL POZO

TESIS SOMETIDA AL CUERPO DOCENTE DE LA COORDENACION
DE LOS PROGRAMAS DE POST-GRADUACION DE INGENIERIA
DE LA UNIVERSIDAD FEDERAL DE RIO DE JANEIRO COMO
PARTE DE LOS REQUISITOS NECESARIOS PARA LA OBTEN-
CION DEL GRADO DE MASTER EN CIENCIA (M. Sc.)

Aprobada por:



Presidente



RIO DE JANEIRO
ESTADO DA GUANABARA-BRASIL
DICIEMBRE DE 1971

EFFECTO DE LA DISIPACION VISCOSA
EN LA CONDENSACION DE VAPOR
SOBRECALENTADO

Franklin Villagomez Del Pozo

Dezembro 1972

Nº 6.72

*A mis padres y
hermanos*

AGRADECIMIENTOS

Al Profesor Maury Saddy por su valiosa orientación durante la elaboración de esta tesis;

Al Cuerpo Docente del COPPE por su enseñanza y apoyo;

A la O E A por la ayuda financiera;

Al Departamento de Cálculo Científico (DCC) por la utilización de sus instalaciones;

A Maria de Lourdes de Almeida por el optimo trabajo de mecanografía.

SUMARIO

El presente trabajo estudia los efectos de la disipación viscosa en la transferencia de calor por condensación.

La condensación de vapor sobrecalentado, en la presencia de gas no condensable para flujo-forzado sobre una placa plana horizontal isotérmica, mantenida a una temperatura constante, forma un filme laminar. Esto es analizado.

La condensación de vapor puro es tratado como un caso particular.

Para la solución numérica se consideró vapor de agua como vapor condensable y aire como gas no condensable.

Los resultados de transferencia de calor son obtenidos para un amplio rango de valores del parámetro de la disipación viscosa que es el número de ECKERT.

Se nota que el efecto de la disipación viscosa es incrementar la temperatura en la interface. Por consiguiente la disipación viscosa tiene un efecto similar al del sobrecalentamiento, esto quiere decir, aumentar la rata de transferencia de calor a la placa.

SUMÁRIO

O presente trabalho estuda os efeitos da dissipação viscosa na transferência de calor por condensação.

A condensação de vapor superaquecido, na presença de gas não condensável para fluxo forçado sôbre uma placa plana horizontal isotérmica, mantida a uma temperatura constante, forma um filme laminar. Isto é analisado.

A condensação de vapor puro é tratado como um caso particular.

Para a solução numérica se considerou vapor de água como vapor condensável e ar como gas não condensável.

Os resultados de transferência de calor são obtidos para uma ampla faixa de valores do parâmetro da dissipação viscosa que é o número de ECKERT.

Nota-se que o efeito da dissipação viscosa é incrementar a temperatura na interface. Por conseguinte, a dissipação viscosa tem um efeito similar a do superaquecimento, isto é, aumentar a taxa de transferência de calor à placa.

ABSTRACT

The present work studies viscous dissipation effects in the condensation heat transfer.

Laminar film condensation of a superheated vapour, in the presence of a non-condensable gas, for forced flow over an horizontal, isothermal flat plate at a constant temperature, is analyzed.

Condensation of pure vapour is treated as a particular case.

The problem is formulated as an exact boundary layer solution. For numerical solution, steam as the condensing vapour and air as the noncondensable gas are considered.

Heat transfer results are obtained for a wide range of values of the viscous dissipation parameter Ec (Eckert number).

It is noted that the effect of viscous dissipation is to increase the temperature at the interface. Therefore, the effect of the viscous dissipation and that of superheating are similar. That is they produce an increase in the rate heat is transferred to the flat surface.

INDICE

	pg.
<u>CAPITULO I</u> - INTRODUCCION	1
<u>CAPITULO II</u> - INFLUENCIA DE LA DISIPACION VISCOSA	5
1. Ecuaciones fundamentales de C.L.	5
2. Análisis del problema	7
2.1 Modelo físico	7
2.2 Descripción	8
3. Formulaci3n matemática y trans -	9
formaciones de similaridad	
4. Condiciones de Contorno	13
4.1 En la placa	13
4.2 En la interface	14
4.3 En la mezcla	18
5. Integraci3n de las ecuaciones	19
5.1 Filme líquido	19
5.2 Fase mezcla	21
6. Ecuaciones de trabajo	29
7. Determinaci3n de las proprieda-	33
des físicas	
8. Método de soluci3n del sistema	
de ecuaciones	36
9. Resultados y discusiones	40

<u>CAPITULO III</u>	- TRANSFERENCIA DE CALOR	54
	1. Formulaci3n	54
	2. M3todo de soluci3n	55
	3. Resultados y discusiones	57
<u>CAPITULO IV</u>	- CONCLUSIONES	67
<u>CAPITULO V</u>	- SUGESTIONES	101
<u>BIBLIOGRAFIA</u>		115
<u>NOMENCLATURA</u>		117

LISTA DE TABLAS

	pg.
I	Valores de: Pr_m , R , Cp_m , \bar{Pr}_m 78
II	Valores de: Pr_ℓ , h_{fg} , Pvi 81
III	Valores de $g(0)$ y $f'(\eta_\delta)$ versus Ti 82
IV	Valores de η_δ , ξ_v , ξ_d versus $g(0)$ 83
V	Espesura de la C.L. térmica 84
VI	Valores de Wi 85
VII	Valores de Tw 87
VIII	Valores de la relación q/q^* 91
IX	Valores de la relación q/q^{**} 96

LISTA DE FIGURAS

		pg.
1	Modelo físico y sistema de coordenadas	7
2	Secuencia de la solución del sistema de ecuaciones	38
3	Variación de $g(0)$ con T_i	44
4	Variación de $f'(\eta_\delta)$ con T_i	45
5	Variación de $f'(\eta_\delta)$ con $g(0)$	46
6	Variación de η_δ , ξ_v y ξ_d con respecto a $g(0)$	47
7	Variación de ξ_t con $g(0)$	48
8	Variación de W_{gi} con T_i	49
9	Variación de T_w con T_i para $W_{g\infty} = 0.005$	50
10	Variación de T_w con T_i para $W_{g\infty} = 0.02$	51
11	Variación de T_w con T_i para $W_{g\infty} = 0.05$	52
12	Variación de T_w con T_i para $W_{g\infty} = 0.1$	53
13	Variación de q/q^* para $W_{g\infty} = 0$	68
14	Variación de q/q^* para $W_{g\infty} = 0.005$	69
15	Variación de q/q^* para $W_{g\infty} = 0.02$	70
16	Variación de q/q^* para $W_{g\infty} = 0.05$	71
17	Variación de q/q^* para $W_{g\infty} = 0.1$	72
18	Variación de q/q^{**} para $W_{g\infty} = 0.$	73
19	Variación de q/q^{**} para $W_{g\infty} = 0.005$	74
20	Variación de q/q^{**} para $W_{g\infty} = 0.02$	75
21	Variación de q/q^{**} para $W_{g\infty} = 0.05$	76
22	Variación de q/q^{**} para $W_{g\infty} = 0.1$	77

APENDICES

- A Nomenclatura del programa para el computador
- B Programa para resolver el sistema de ecuaciones cuando $\xi_t < \xi_v$
- C Programa para resolver el sistema de ecuaciones cuando $\xi_t > \xi_v$
- D Programa para vapor puro

CAPITULO I

INTRODUCCION

Existe una investigación amplia referente a la transferencia de calor por condensación sobre placa plana bajo convección forzada.

Recientemente SADDY (4) hizo el estudio para vapor saturado en presencia de gas no condensable. Posteriormente FERREIRA (5) obtuvo resultados para vapor sobrecalentado en presencia también de gas no condensable.

En cambio, no se han hecho estudios, para los casos anteriormente citados, tomando en cuenta la disipación viscosa. Este tema ha adquirido importancia últimamente con las conquistas espaciales.

Los únicos estudios, debido a su aplicación, tomando en cuenta la disipación viscosa, se han hecho para flujos internos, como es el que se experimenta en tubos.

Los mayores avances se deben especialmente para flujos externos, pero éstos solamente para el caso de pared adiabática, debido al gran desarrollo tecnológico.

Los efectos de la disipación viscosa son influyentes sobre la distribución de la temperatura. Se llega a la conclusión, que el estudio de este tema reviste enorme importancia y por lo mismo es fuente de estudio y experimentaciones.

Para flujos externos en placas se presentan dos casos a saber:

1. para pared adiabática
2. para pared mantenida a una temperatura arbitraria constante.

Según la teoría de capa límite, son los dos únicos casos que tienen solución similar.

El primer caso es el más importante, porque toda la teoría que se ha desarrollado en capa límite, junta mente con investigaciones y experimentaciones, tiene una aplicación fantástica en la actualidad. El efecto de la disipación viscosa es encontrado ser muy significativo, debido al calentamiento aerodinámico a altos números de Mach, que puede causar muchos problemas, entre ellos, referentes a las limitaciones de temperatura de materiales estructurales, comunmente usados en la manufactura de aviones, espaciales, proyectiles etc.

Nuestro tema en estudio contempla el segundo caso. A pesar de no revestir tanta importancia como el primero, sin embargo su estudio es necesario, por las aplicaciones que tiene en la práctica. (4).

Para la solución de nuestro tema, asumimos lo siguiente:

1) las fuerzas de inercia que aparecen en el filme líquido son despreciables comparadas con las viscosas.

2) el calor transferido por convección en el filme líquido y el producido por disipación viscosa en el mismo, son ignorados. Se toma en cuenta sólo el calor de conducción a través del filme líquido.

3) la superficie externa del líquido condensado está a una temperatura constante T_i .

4) las propiedades físicas y las de transporte son constantes.

5) la tensión superficial, en la superficie libre del filme líquido, no afecta la naturaleza de su flujo.

6) el líquido condensado forma un filme bien comportado ("smooth film").

7) no se toman en cuenta ni la difusión térmica

mica ni la termodifusión.

Todas estas consideraciones fueron asumidas ((1) a (5)), llegando a la conclusión que su aceptación no afecta mayormente los resultados.

La velocidad del líquido en la interface no fue despreciada.

CAPITULO II

INFLUENCIA DE LA DISIPACION VISCOSA

1. Ecuaciones fundamentales de la capa límite

Las ecuaciones conocidas de la: continuidad de masa, movimiento, energía y difusión, están sujetas a una gran simplificación, cuando están restringidas a la capa límite en flujo laminar.

Sin embargo su simplificación es aún mayor, si se considera que en nuestro estudio se asume lo siguiente: flujo:

- a) permanente;
- b) con fluido incompresible;
- c) con propiedades físicas constantes;
- d) para placa plana horizontal (no hay gradiente de presión).

Tenemos entonces lo siguiente:

Ecuación de la continuidad de masa

$$\frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y} = 0 \quad (1)$$

Ecuación de movimiento

$$u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} = \nu \frac{\partial^2 u}{\partial y^2} \quad (2)$$

Ecuación de la energía

$$u \frac{\partial T}{\partial x} + v \frac{\partial T}{\partial y} = \alpha \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \frac{\mu}{\rho C_p} \left(\frac{\partial u}{\partial y} \right)^2 \quad (3)$$

Ecuación de la difusión

$$u \frac{\partial Wg}{\partial x} + v \frac{\partial Wg}{\partial y} = D \frac{\partial^2 Wg}{\partial y^2} \quad (4)$$

Los símbolos son los mismos usados por SAD-DY (4) y FERREIRA (5), en lo posible.

2. Análisis del problema

2.1.- Modelo físico

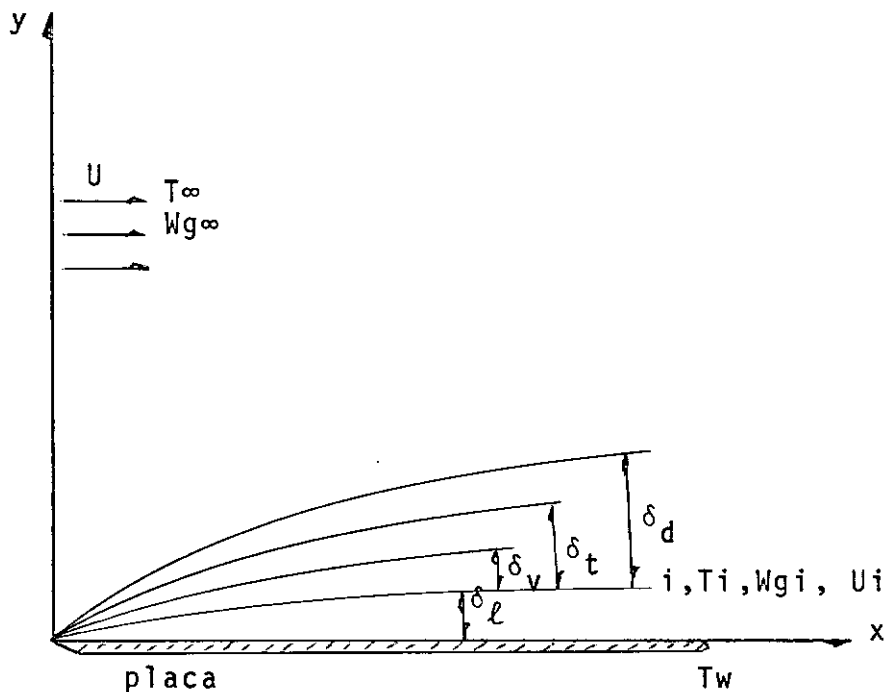


Fig. 1: modelo físico y sistema de coordenadas

El modelo físico correspondiente a este estudio, se presenta conforme a la fig. 1, donde se tiene:

i = interface

δ_ℓ = espesura del líquido condensado

δ_v = espesura de la C.L. de velocidad de la mezcla

δ_t = espesura de la C.L. de temperatura de la mezcla.

δ_d = espesura de la C.L. de difusión de la mezcla

2.2. - Descripción

La placa está expuesta a un flujo de una mezcla de vapor sobrecalentado y gas, paralelo a su superficie. La velocidad y temperatura del fluido son constantes a determinada distancia de la placa e igual respectivamente a U y T_∞ .

El vapor contenido en el fluido se condensa sobre la placa, mantenida a una temperatura arbitraria constante T_w . El filme del líquido condensado es laminar. Sobre el filme líquido condensado se forma una C.L. laminar de mezcla de vapor y no condensable.

Para nuestro caso se tiene:

1) $T_w < T_i < T_\infty$. Existe condensación si $T_w < T_{sat\infty}$. Se forman 2 C.L. de temperatura, una para el líquido y otra para la mezcla.

2) $0 < U_i < U$. Lo que indica que existen también dos C.L. de velocidad, una para el líquido y otra para la mezcla.

3) $W_{gi} > W_{g\infty}$. Se crea solo una C.L. de difusión del gas.

Resumiendo tenemos que para el líquido hay que considerar velocidad y temperatura, y, para el gas, velocidad, temperatura y difusión.

Mas, como las condiciones del líquido están ligadas en la interface con las de la mezcla, se requiere la consideración simultánea de las cinco C.L.

Consideramos, tanto la mezcla como el líquido, fluidos homogéneos y newtonianos.

3. Formulación matemática de las capas límites y transformaciones de similaridad

3.1.- Ecuaciones del filme líquido

Las ecuaciones del filme líquido condensado son las ecuaciones (1), (2) y (3).

Para resolver este sistema introducimos la adimensionalización, mediante el método de similaridad, que es el que lleva a una solución exacta para placa plana.

La función de corriente ψ satisface la ecua-

ción (1).

$$u = \frac{\partial \psi}{\partial y} \quad (5)$$

$$v = - \frac{\partial \psi}{\partial x} \quad (6)$$

$$T = T(\eta) \quad (7)$$

Donde:

$$\psi = \sqrt{\nu U x'} f(\eta) \quad (8)$$

$$\eta = y \sqrt{\frac{U}{\nu x}} \quad (9)$$

$$\Theta(\eta) = \frac{T(\eta) - T_w}{T_i - T_w} \quad (10)$$

Resolviendo tenemos:

$$u = U f'(\eta) \quad (11)$$

$$v = \frac{1}{2} \sqrt{\frac{\nu U}{x}} \left[\eta f'(\eta) - f(\eta) \right] \quad (12)$$

$$T = [(T_i - T_w)] \Theta(\eta) + T_w \quad (13)$$

Se reemplazan estos valores y sus respectivas

derivadas en las ecuaciones (2) y (3). De donde:

$$f'''(\eta) + \frac{1}{2} f(\eta) f''(\eta) = 0 \quad (14)$$

$$\begin{aligned} \theta''(\eta) + \frac{1}{2} Pr_{\ell} f(\eta) \theta'(\eta) = \\ = - Pr_{\ell} \frac{U^2}{Cp_{\ell}(T_i - T_w)} \left[f''(\eta) \right]^2 \end{aligned} \quad (15)$$

3.2.- Ecuaciones para la mezcla

Son las ecuaciones (1), (2), (3) y (4).

Por el mismo método de similaridad, hallamos la función de corriente Ψ que satisface la ecuación (1).

$$u = \frac{\partial \Psi}{\partial y} \quad (16)$$

$$v = - \frac{\partial \Psi}{\partial x} \quad (17)$$

$$T = T(\xi) \quad (18)$$

$$Wg = Wg(\xi) \quad (19)$$

Donde:

$$\Psi = \sqrt{\nu U x} \cdot g(\xi) \quad (20)$$

$$\xi = (y - \delta) \sqrt{\frac{U}{\nu x}} \quad (21)$$

$$\delta = \delta(x) \quad (22)$$

$$\Theta(\xi) = \frac{T(\xi) - T_{\infty}}{T_i - T_{\infty}} \quad (23)$$

$$W_g = \frac{\rho_g}{\rho_m} \quad (24)$$

$$W_v = \frac{\rho_v}{\rho_m} \quad (25)$$

$$\rho_m = \rho_v + \rho_g \quad (26)$$

$$W_v + W_g = 1 \quad (27)$$

$$\varphi(\xi) = W_g - W_{g\infty} \quad (28)$$

Es de anotar que los subíndices: ℓ , v , g , m se refieren respectivamente a líquido, vapor, gas no condensable y mezcla.

Resolviendo tenemos:

$$u = U g'(\xi) \quad (29)$$

$$v = \frac{1}{2} \sqrt{\frac{Uv}{x}} \left[\eta g'(\xi) - g(\xi) \right] \quad (30)$$

$$T = (T_i - T_\infty) \Theta(\xi) + T_\infty \quad (31)$$

$$Wg = \varphi(\xi) + Wg_\infty \quad (32)$$

Se reemplazan estos valores y sus derivadas en las ecuaciones (2), (3) y (4). De donde:

$$g'''(\xi) + \frac{1}{2} g(\xi) \cdot g''(\xi) = 0 \quad (33)$$

$$\begin{aligned} \Theta''(\xi) + \frac{1}{2} Pr_m g(\xi) \Theta'(\xi) = \\ = - Pr_m \frac{U^2}{Cp_m(T_i - T_\infty)} \left[g''(\xi) \right]^2 \end{aligned} \quad (34)$$

$$\varphi''(\xi) + \frac{1}{2} Sc \cdot g(\xi) \cdot \varphi'(\xi) = 0 \quad (35)$$

4. Condiciones de contorno

4.1.- Filme líquido

En la placa: $y = 0$, $\eta = 0$

a) velocidad paralela a la placa $u = 0$, porque la velocidad de la misma es nula y no hay deslizamiento.

$$u_{\ell}(0) = Uf'(0) = 0 \Rightarrow f'(0) = 0 \quad (36)$$

b) velocidad perpendicular a la placa $v = 0$, porque ésta no es porosa y no hay succión.

$$\begin{aligned} v_{\ell}(0) &= \frac{1}{2} \sqrt{\frac{Uv}{x}} \left[0 \cdot f'(0) - f(0) \right] = \\ &= 0 \Rightarrow f(0) = 0 \end{aligned} \quad (37)$$

c) temperatura del líquido = temperatura de la placa.

$$\theta(0) = 0 \quad (38)$$

4.2.- Interface

En la interface líquido-mezcla:

$$y = \delta, \quad n = n_{\delta}, \quad \xi = 0$$

Todas las propiedades que entran en este ítem 4.2 dependen solo exclusivamente de la temperatura T_i .

a) continuidad de la velocidad tangencial.

$$u_{\ell}(\eta_{\delta}) = u_m(0) \Rightarrow f'(\eta_{\delta}) = g'(0) \quad (39)$$

b) continuidad de masa: $\dot{m}_{\ell} = \dot{m}_m$

\dot{m}_{ℓ} = flujo de masa = flujo convectivo

$$\dot{m}_{\ell} = \rho_{\ell} \left[u \frac{d\delta}{dx} - v \right] \Big|_{y=\delta} \quad (40)$$

Reemplazamos $u, v, \frac{d\delta}{dx} = \frac{dy}{dx} \Big|_{y=\delta} = \frac{\delta}{2x}$

De donde:

$$\dot{m}_{\ell} = \rho_{\ell} \sqrt{\frac{U v_{\ell}}{x}} \frac{f'(\eta_{\delta})}{2} \quad (41)$$

Para flujos difusivos se tiene:

$$j_v = - \rho_m D \frac{\partial W_v}{\partial y} \quad (42)$$

$$j_g = - \rho_m D \frac{\partial W_g}{\partial y} \quad (43)$$

Teniendo en mente la ecuación (27):

$$j_v + j_g = 0 \quad (44)$$

Entonces tenemos:

\dot{m}_m = flujo convectivo + flujo difusivo del va
por + flujo difusivo del gas no condensa
ble.

$$\begin{aligned}\dot{m}_m &= \left[\rho_m \left(u \frac{d\delta}{dx} - v \right) - (j_v + j_g) \right] \Big|_{y=\delta} \\ &= \rho_m \left[u \frac{d\delta}{dx} - v \right] \Big|_{y=\delta}\end{aligned}\quad (45)$$

De donde:

$$\dot{m}_m = \rho_m \sqrt{\frac{U_{vm}}{x}} \frac{g(0)}{2} \quad (46)$$

Empleando $\dot{m}_\ell = \dot{m}_m$ se tiene:

$$g(0) = \sqrt{\frac{\mu_\ell \rho_\ell}{\mu_m \rho_m}} f(\eta_\delta) = Rf(\eta_\delta) \quad (47)$$

c) continuidad de la tensión de cortadura

$$\mu \frac{\partial u}{\partial y} \Big|_\ell = \mu \frac{\partial u}{\partial y} \Big|_m \quad (48)$$

Se llega a:

$$g''(0) = Rf''(\eta_\delta) \quad (49)$$

d) continuidad de la temperatura

$$T(\eta) \Big|_{\eta=\eta_\delta} = T(\xi) \Big|_{\xi=0}$$

Adimensionalizando se tiene:

$$\theta(\eta_\delta) = \Xi(0) = 1 \quad (50)$$

e) impermeabilidad de la interface al gas no condensable.

\dot{m}_g = flujo de gas = flujo convectivo + flujo difusivo

$$\dot{m}_g = \left[\rho_g \left(u \frac{d\delta}{dx} - v \right) - j_g \right] \Big|_{y=\delta} = 0 \quad (51)$$

Adimensionalizando se llega a:

$$\frac{\mathcal{F}'(0)}{\mathcal{F}(0) + Wg^\infty} = -\frac{1}{2} Sc.g(0) \quad (52)$$

f) continuidad de la energía

calor de condensación de vapor + calor conducido por la mezcla = calor conducido por el líquido

$$\dot{m}_m h_{fg} \Big|_{\xi=0} - q_m \Big|_{\xi=0} = - q_\ell \Big|_{\eta=\eta_\delta}$$

$$\dot{m}_m h_{fg} \Big|_{\xi=0} + k_m \frac{\partial T}{\partial y} \Big|_{\xi=0} = k_\ell \frac{\partial T}{\partial y} \Big|_{\eta=\eta_\delta}$$

De donde se llega a:

$$\begin{aligned} \frac{1}{2} g(0) - \frac{Cp_m (T_\infty - T_i)}{Pr_m \cdot h_{fg}} \Theta'(0) &= \\ &= \frac{R Cp_\ell}{Pr_\ell \cdot h_{fg}} (T_i - T_w) \Theta'(\eta_\delta) \end{aligned} \quad (53)$$

g) hacemos una transformación para mayor facilidad

$$Wg(0) = Wg_i \quad \text{y} \quad \mathcal{G}(0) = \mathcal{G}_i \quad (54)$$

4.3.- Mezcla

$$a) \quad u(\xi_v) = U \Rightarrow g'(\xi_v) = 1 \quad \text{para} \quad \xi \geq \xi_v \quad (55)$$

b) de la teoría de C.L. tenemos:

$$u_m \frac{\partial u}{\partial y} \Big|_{\xi=\xi_v} = 0 \Rightarrow g''(\xi_v) = 0 \quad \text{para} \quad \xi \geq \xi_v \quad (56)$$

$$\begin{aligned} \text{c) } T(\xi_t) = T_\infty \Rightarrow \Theta(\xi_t) = 0 \\ \text{para } \xi \geq \xi_t \end{aligned} \quad (57)$$

d) de la teoría de C.L.:

$$\begin{aligned} k_m \left. \frac{\partial T}{\partial y} \right|_{\xi=\xi_t} = 0 \Rightarrow \Theta'(\xi_t) = 0 \\ \text{para } \xi \geq \xi_t \end{aligned} \quad (58)$$

$$\begin{aligned} \text{e) } Wg(\xi_d) = Wg_\infty \Rightarrow \mathcal{G}(\xi_d) = 0 \\ \text{para } \xi \geq \xi_d \end{aligned} \quad (59)$$

f) de la teoría de C.L.:

$$\begin{aligned} D \left. \frac{\partial Wg}{\partial y} \right|_{\xi=\xi_d} = 0 \Rightarrow \mathcal{G}'(\xi_d) = 0 \\ \text{para } \xi \geq \xi_d \end{aligned} \quad (60)$$

5. Integración de las ecuaciones

5.1.- Filme líquido

Debido a la poca velocidad del filme líquido, serán despreciados, como ya se especificó antes:

a) efectos de aceleración en la ecuación de movimiento, quedando solo el momentum generado por la trans

ferencia viscosa.

b) el calor conducido por convección y la disipación viscosa en la ecuación de la energía. Importa solo el calor conducido por conducción a través del filme.

Tenemos entonces:

Las ecuaciones (14) y (15):

$$f'''(\eta) = 0 \quad \theta''(\eta) = 0$$

Las soluciones son simples y aplicando las correspondientes condiciones de contorno, deducimos también otras ecuaciones importantes:

$$f(\eta) = \frac{f'(\eta_\delta)}{2\eta_\delta} \eta^2 \quad (61)$$

$$f(\eta_\delta) = \frac{f'(\eta_\delta)}{2} \eta_\delta \quad (62)$$

$$f'(\eta) = \frac{f'(\eta_\delta)}{\eta_\delta} \eta \quad (63)$$

$$f''(\eta_\delta) = \frac{f'(\eta_\delta)}{\eta_\delta} \quad (64)$$

$$\theta(\eta) = \frac{\eta}{\eta_\delta} \quad (65)$$

$$\theta'(\eta_\delta) = \theta'(0) = \frac{1}{\eta_\delta} \quad (66)$$

Las expresiones, (63) y la (65) demuestran que tanto la velocidad como la temperatura en el filme líquido tienen una distribución lineal. Las otras ecuaciones serán usadas posteriormente. En ellas se tiene que:

$f'(\eta_\delta)$ = velocidad adimensional en la interface

η_δ = espesura adimensional del filme líquido

Estos términos ligán las soluciones del líquido con la mezcla.

5.2.- Fase mezcla

Ecuación de movimiento:

$$g'''(\xi) + \frac{1}{2} g(\xi) g''(\xi) = 0 \quad (36)$$

Integramos entre los límites $[0, \xi_v]$

$$g'' \Big|_0^{\xi_v} + \frac{1}{2} (gg') \Big|_0^{\xi_v} - \frac{1}{2} \int_0^{\xi_v} (g')^2 d\xi = 0 \quad (67)$$

Con las expresiones (55) y (56) tenemos:

$$2g''(0) = g(0) \left[1 - g'(0) \right] + \int_0^{\xi_v} g' d\xi - \int_0^{\xi_v} (g')^2 d\xi \quad (68)$$

Para integrar esta ecuación se precisa conocer el perfil de velocidad. Para esto se utiliza el método aproximado de Kārman-Pohlhausen, donde el perfil de velocidad es escrito como un polinomio, y, la conservación de la cantidad de movimiento, es satisfecha, solamente en media, en la capa límite.

Se emplean las condiciones conocidas, ecuaciones (39), (55) y (56), y se obtiene:

$$g'(\xi) = \left[1 - f'(\eta_\delta) \right] \left[\frac{f'(\eta_\delta)}{1 - f'(\eta_\delta)} + \right. \\ \left. + 2 \frac{\xi}{\xi_v} - \left(\frac{\xi}{\xi_v} \right)^2 \right] \quad (69)$$

Sustituimos en la ecuación (68) e integramos:

$$2g''(0) = g(0) \left[1 - g'(0) \right] + \frac{\xi_v}{5} \left[1 - f'(\eta_\delta) \right] \left[\frac{2}{3} + f'(\eta_\delta) \right] \quad (70)$$

De la expresión (69):

$$g''(0) = 2 \frac{[1 - f'(\eta_\delta)]}{\xi_v} \quad (71)$$

La (39) y (71) en la (70) da:

$$\frac{\xi_v^2}{5} \left[\frac{2}{3} + f'(\eta_\delta) \right] + \xi_v \cdot g(0) = 4 \quad (72)$$

Ecuación de la energía:

$$\begin{aligned} \Theta''(\xi) + \frac{1}{2} Pr_m g(\xi) \Theta'(\xi) &= \\ &= - Pr_m \frac{U^2}{C_{p_m} (T_i - T_\infty)} [g''(\xi)]^2 \end{aligned} \quad (34)$$

Introducimos el número fundamental de la disipación viscosa que es ECKERT.

$$\begin{aligned} \Theta''(\xi) + \frac{1}{2} Pr_m \cdot g(\xi) \Theta'(\xi) &= \\ &= Ec \cdot Pr_m [g''(\xi)]^2 \end{aligned} \quad (73)$$

Los límites de integración son de 0 a ξ_t . Para

integrar esta ecuación hacemos P_{κ} independiente de ξ . Posteriormente para la solución numérica, daremos a P_{κ} un valor promedio, entre el que adquiriría para $\xi=0$ y para $\xi=\xi_t$. En cambio $Ec.$, que representa la relación entre el calor generado por energía cinética y la entalpía, independe de ξ .

Aplicando, como antes, la integración por partes, se tiene:

$$\begin{aligned} & \Theta' \int_0^{\xi_t} + \frac{1}{2} P_{\kappa_m} (g \cdot \Theta) \int_0^{\xi_t} - \frac{1}{2} P_{\kappa_m} \int_0^{\xi_t} g' \Theta d\xi = \\ & = P_{\kappa_m} \cdot Ec \int_0^{\xi_t} [g'']^2 d\xi \end{aligned}$$

Con (57) y (58):

$$\begin{aligned} & \frac{2\Theta'(0)}{P_{\kappa_m}} + g(0) + \int_0^{\xi_t} g' \Theta d\xi = \\ & = -2Ec \int_0^{\xi_t} [g'']^2 d\xi \end{aligned} \quad (74)$$

Se conocen $g'(\xi)$ y $g''(\xi)$. Se precisa hallar el perfil de temperatura. Aplicamos de nuevo el método de

Kārman-Pohlhausen, juntamente con (51), (57) y (58). Entonces el perfil está dado por la siguiente expresión.

$$\Xi(\xi) = \frac{\xi^2}{\xi_t^2} - 2 \frac{\xi}{\xi_t} + 1 \quad (75)$$

Se presentan dos casos, a saber:

primero: $\xi_t < \xi_v$

$g'(\xi)$ es variable a lo largo del intervalo
 $[0, \xi_t]$

segundo: $\xi_t > \xi_v$

$g'(\xi)$ es variable a lo largo del intervalo
 $[0, \xi_v]$

y es igual a la unidad en $[\xi_v, \xi_t]$

Entonces para la integración de la (74) tenemos que sustituir la (75) en la (74). Consideramos:

primero: $\xi_t < \xi_v$

Integramos y obtenemos:

$$\begin{aligned}
& 2 \frac{\Xi'(0)}{p \kappa_m} + g(0) + \left[1 - f'(\eta_\delta) \right] \left[\frac{1}{3} \frac{f'(\eta_\delta)}{1 - f'(\eta_\delta)} \xi_t + \right. \\
& \left. + \frac{1}{6} \frac{\xi_t^2}{\xi_v} - \frac{1}{30} \frac{\xi_t^3}{\xi_v^2} \right] = \\
& = - 8Ec \left[1 - f'(\eta_\delta) \right]^2 \left[\frac{\xi_t}{\xi_v^2} - \frac{\xi_t^2}{\xi_v^3} + \frac{1}{3} \frac{\xi_t^3}{\xi_v^4} \right]
\end{aligned}$$

De la (75): $\Xi'(0) = - 2/\xi_t$ (76)

Reemplazamos la (76) en la ecuación anterior:

$$\begin{aligned}
& - \frac{4}{\xi_t p \kappa_m} + g(0) + \left[1 - f'(\eta_\delta) \right] \left[\frac{1}{3} \frac{f'(\eta_\delta)}{1 - f'(\eta_\delta)} \xi_t + \right. \\
& \left. + \frac{1}{6} \frac{\xi_t^2}{\xi_v} - \frac{1}{30} \frac{\xi_t^3}{\xi_v^2} \right] = \\
& = - 8Ec \frac{[1 - f'(\eta_\delta)]^2}{\xi_v^2} \left[\xi_t - \frac{\xi_t^2}{\xi_v} + \frac{1}{3} \frac{\xi_t^3}{\xi_v^2} \right] \quad (77)
\end{aligned}$$

segundo:

$$\xi_t > \xi_v$$

Se hace exactamente como antes y se obtiene la siguiente expresión final.

$$\begin{aligned}
& - \frac{4}{\xi_t^2 \text{Pr}_m} + g(0) + [1 - f'(\eta\delta)] \left[\frac{f'(\eta\delta)}{1 - f'(\eta\delta)} \left(\frac{1}{3} \frac{\xi_v^3}{\xi_t^2} - \right. \right. \\
& \left. \left. - \frac{\xi_v^2}{\xi_t} + \xi_v \right) + \frac{3}{10} \frac{\xi_v^3}{\xi_t^2} - \frac{5}{6} \frac{\xi_v^2}{\xi_t} + \frac{2}{3} \xi_v \right] + \\
& + \frac{1}{3} \xi_t - \xi_v + \frac{\xi_v^2}{\xi_t} - \frac{1}{3} \frac{\xi_v^3}{\xi_t^2} = \\
& = - 8 \text{Ec} \frac{[1 - f'(\eta\delta)]^2}{\xi_v^2} \left[\xi_t - \frac{\xi_t^2}{\xi_v} + \frac{1}{3} \frac{\xi_t^3}{\xi_v^2} \right] \quad (78)
\end{aligned}$$

Ecuación de la difusión:

$$\mathcal{Y}''(\xi) + \frac{1}{2} \text{Sc} \cdot g(\xi) \mathcal{Y}'(\xi) = 0 \quad (35)$$

Para el rango de temperaturas de trabajo, consideramos Sc constante ((4) y (5)). Entonces se integra esta ecuación de 0 a ξ_d . Utilizamos la integración por partes, sustituimos (59) y (60), y obtenemos:

$$\frac{2 \mathcal{Y}'(0)}{\text{Sc}} = - \left[g(0) \mathcal{Y}(0) + \int_0^{\xi_d} g' \mathcal{Y} \cdot d\xi \right] \quad (79)$$

Para hallar el perfil de difusión de masa, recurrimos nuevamente al método de Kärman-Pohlhausen. Además

con (52), (59) y (60) se llega a:

$$\mathcal{P}(\xi) = \mathcal{P}_i \left[\frac{\xi^2}{\xi_d^2} - 2 \frac{\xi}{\xi_d} + 1 \right] \quad (80)$$

Según la teoría de Capa Límite, para $Sc < 1$, se tiene: $\xi_d > \xi_v$. De donde se deduce que hay solamente un caso.

$$\text{De la (80): } \mathcal{P}'(0) = -2 \frac{\mathcal{P}_i}{\xi_d} \quad (81)$$

Se sustituye la (80) en la (79), se integra, se reemplaza la (81) y se determina la siguiente ecuación.

$$\begin{aligned} & - \frac{4}{\xi_d Sc} + g(0) + \left[1 - f'(\eta\delta) \right] \left[\frac{f'(\eta\delta)}{1 - f'(\eta\delta)} \left(\frac{1}{3} \frac{\xi_v^3}{\xi_d^2} - \right. \right. \\ & \left. \left. - \frac{\xi_v^2}{\xi_d} + \xi_v \right) + \frac{3}{10} \frac{\xi_v^3}{\xi_d^2} - \frac{5}{6} \frac{\xi_v^2}{\xi_d} + \frac{2}{3} \xi_v \right] + \\ & + \frac{1}{3} \xi_d - \xi_v + \frac{\xi_v^2}{\xi_d} - \frac{1}{3} \frac{\xi_v^3}{\xi_d^2} = 0 \end{aligned} \quad (82)$$

6. Ecuaciones de trabajo

A más de las ecuaciones deducidas de la capa límite, necesitamos otras que van a relacionar la presión con la fracción de masa. Para esto, se considera a la mezcla un gas ideal.

Se tienen las siguientes relaciones:

$$P_v = P X_v \quad (86)$$

donde: $X_v + X_g = 1 \quad (87)$

$$X_v M_v + X_g M_g = M \quad (88)$$

Con (27) y (88) tenemos:

$$X_v = \frac{\frac{W_v}{M_v}}{\frac{W_v}{M_v} + \frac{W_g}{M_g}} \quad (89)$$

De estas 4 últimas ecuaciones deducimos:

$$\frac{P_v}{P} = \frac{1 - W_g}{1 - W_g \left[1 - \frac{M_v}{M_g} \right]} \quad (90)$$

Esta ecuación es importante para la solución

de nuestro problema. Ahora, en cambio, vamos a tratar de combinar todas las ecuaciones con el fin de llegar a despejar las variables, y facilitar de esta manera la solución.

De la (47), (49), (62), (64) y (71):

$$\eta_{\delta}^2 = \frac{\xi_v g(0)}{1-f'(\eta_{\delta})} \quad (83)$$

De la (28):

$$\frac{\mathcal{S}_i}{\varphi_i + Wg_{\infty}} = 1 - \frac{Wg_{\infty}}{Wg_i} \quad (84)$$

Combinando (84), (81) y (52):

$$1 - \frac{Wg_{\infty}}{Wg_i} = \frac{1}{4} Sc. g(0) \xi_d \quad (85)$$

Con (62) y (47):

$$g(0) = \frac{R}{2} \eta_{\delta} f'(\eta_{\delta}) \quad (91)$$

Combinando (72), (83) y (91) tenemos dos ecuaciones finales:

$$\xi_v^2 = \frac{240 [1-f'(\eta_{\delta})]}{[f'(\eta_{\delta})]^2 [15R^2 12] + 4f'(\eta_{\delta}) + 8} \quad (92)$$

$$\eta_{\delta} = \frac{R f'(\eta_{\delta})}{2[1-f'(\eta_{\delta})]} \xi_v \quad (93)$$

Recopilación de las ecuaciones de trabajo:

$$* \quad \xi_v^2 = \frac{240 [1-f'(\eta_{\delta})]}{[f'(\eta_{\delta})]^2 [15R^2 - 12] + 4f'(\eta_{\delta}) + 8} \quad (92)$$

$$* \quad \eta_{\delta} = \frac{R f'(\eta_{\delta})}{2 [1-f'(\eta_{\delta})]} \xi_v \quad (93)$$

$$* \quad g(0) = \frac{Rf'(\eta_{\delta})}{2} \eta_{\delta} \quad (91)$$

Para $\xi_t < \xi_v$:

$$* \quad \left\{ \frac{8Ec}{3\xi_v^4} [1-f'(\eta_{\delta})]^2 - \frac{1-f'(\eta_{\delta})}{30 \xi_v^2} \right\} \xi_t^4 + \left\{ - \frac{8Ec}{\xi_v^3} [1 - \right. \\ \left. - f'(\eta_{\delta})]^2 + \frac{1-f'(\eta_{\delta})}{6\xi_v} \right\} \xi_t^3 + \\ + \left\{ \frac{8Ec}{\xi_v^2} [1-f'(\eta_{\delta})]^2 + \frac{f'(\eta_{\delta})}{3} \right\} \xi_t^2 + \\ + g(0)\xi_t - \frac{4}{\overline{p}_{n_m}} = 0 \quad (94)$$

Para $\xi_t > \xi_v$:

$$\begin{aligned}
 * \quad & \frac{8Ec}{3\xi_v^4} \left[1 - f'(\eta_\delta) \right]^2 \xi_t^5 - \frac{8Ec}{\xi_v^3} \left[1 - f'(\eta_\delta) \right]^2 \xi_t^4 + \\
 & + \left\{ \frac{8Ec}{\xi_v^2} \left[1 - f'(\eta_\delta) \right]^2 + \frac{1}{3} \right\} \xi_t^3 + \\
 & + \left\{ g(0) - \frac{\xi_v}{3} \left[1 - f'(\eta_\delta) \right] \right\} \xi_t^2 + \\
 & + \left\{ \frac{\xi_v^2}{6} \left[1 - f'(\eta_\delta) \right] - \frac{4}{Pr_m} \right\} \xi_t - \\
 & - \frac{\left[1 - f'(\eta_\delta) \right]}{30} \xi_v^3 = 0 \quad (95)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 * \quad & \xi_d^3 + \left\{ 3g(0) - \left| 1 - f'(\eta_\delta) \right| \xi_v \right\} \xi_d^2 + \\
 & + \left\{ \frac{\left| 1 - f'(\eta_\delta) \right|}{2} \xi_v^2 - \frac{12}{Sc} \right\} \xi_d - \frac{\left| 1 - f'(\eta_\delta) \right|}{10} \xi_v^3 = 0 \quad (96)
 \end{aligned}$$

$$* \quad \xi_d = \frac{4(Wgi - Wg^\infty)}{Sc \cdot Wgi \cdot g(0)} \quad (97)$$

$$* \quad P = Psat^\infty \frac{1 - aWg^\infty}{1 - Wg^\infty} \quad (98)$$

$$* \quad W_{gi} = \frac{P - P_{vi}}{P - aP_{vi}} \quad (99)$$

$$\text{donde } a = 1 - \frac{Mv}{Mg}$$

$$* \quad T_w = T_i - \eta_\delta \frac{\frac{g(0)}{2} + 2 \frac{C_{pm}(T_\infty - T_i)}{P_{\kappa_m} \cdot h_{fg}} \cdot \frac{1}{\xi_t}}{\frac{C_{p_\ell} \cdot R}{P_{\kappa_\ell} \cdot h_{fg}}} \quad (100)$$

La resolución consiste de 9 ecuaciones:

(91), (92), (93), (94) o (95), (96), (97), (98), (99) y (100).

7. Determinación de las Propiedades físicas

El conocimiento de las propiedades físicas del fluido es un prerrequisito esencial, para la solución de las ecuaciones de trabajo. Detallada información de este capítulo está en la Ref. (8).

Aquí se presenta solo un breve esquema.

Ante todo la propiedad termodinámica h_{fg} es tomada de la ref. (13).

Las propiedades: ρ , μ , k , Cp_1 del agua son tomadas de la tabla A-5 de Gebhart (9).

En cambio, para las propiedades de la mezcla, requi  rese, para su determinación, del conocimiento de los valores de las propiedades de los componentes puros.

Las fuentes de obtención son:

Aire Puro

ρ - por la ecuación de estado $\rho = \frac{P}{RT}$, ya que se considera un gas perfecto.

μ - ref. (11)

k - ref. (13)

Cp - ref. (12)

Vapor de agua

Cp y ρ - ref. (14)

k y μ - ref. (11)

Las fórmulas para hallar las propiedades de la mezcla están especificadas con gran seguridad en el Apéndice de la ref. (8).

Generalmente hablando, los cálculos, para encontrar los valores de las propiedades de la mezcla, son muy extensos y complejos, especialmente aquellos para las propiedades de transporte. FERREIRA (5) hizo en su Tesis todos los cálculos que precisamos. Debido a esto, la mayoría de los valores fueron sacados de esta referencia.

Determinadas las propiedades del fluido y sus valores correspondientes, podemos encontrar los valores de los parámetros, que incluyen estas propiedades.

Son los siguientes:

$$R = \sqrt{\frac{(\mu\rho)_\ell}{(\mu\rho)_m}} \quad Pr_\ell = \frac{\mu_\ell C_{p_\ell}}{k_\ell} \quad Pr_m = \frac{\mu_m C_{p_m}}{k_m}$$

Es de notar que R , Pr_m , C_{p_m} varían con Wg^∞ y T_{sat}^∞ . Además es de especificar que todas las propiedades fueron calculadas, para una temperatura dada de la interface T_i , de acuerdo a una T_{sat}^∞ .

Debido a la complejidad de la solución, este trabajo, utilizó solo un valor para el parámetro T_{sat}^∞ , que es $= 212^\circ\text{F}$.

Todos estos valores están tabulados en las tablas I y II.

8. Método de solución del sistema de ecuaciones

Revisando las ecuaciones de trabajo se encuentra lo siguiente:

<u>Ecuaciones = 9</u>	<u>Incógnitas = 9</u>	<u>Parámetros = 8</u>
(91)	$f'(\eta_\delta)$	R
(92)	ξ_v	Wg^∞
(93)	η_δ	Pr_m
(94) \bar{o} (95)	$g(0)$	Pr_ℓ
(96)	ξ_d	Ec
(97)	ξ_t	Sc
(98)	Wi	$T^\infty - Tsat^\infty$
(99)	P	$Tsat^\infty$
y (100)	Tw	

Es evidente que el trabajo para obtener la solución es particularmente formidable. Se hicieron varias tentativas, hasta hallar el comportamiento en la variación de las incógnitas. A raíz de esto se encontró un programa para el computador. Este programa utiliza un método especial, que vamos a tratar de explicar.

Ante todo, estudiamos primero los parámetros.

Como se vió antes:

$$Sc = 0,55$$

$$T_{sat\infty} = 212^{\circ}F$$

En cuanto a Wg_{∞} y $(T_{\infty} - T_{sat\infty})$ vamos a escoger los valores que sirvieron de estudio en trabajos anteriores (4) y (5), para una mejor comparación. Entonces tenemos:

$$Wg_{\infty} = 0.005; 0.02; 0.05; 0.1$$

$$T_{\infty} - T_{sat\infty} = 0. ; 100; 200; 400$$

Sin embargo, quedan todavía 4 parámetros, siendo tres de ellos variables con T_i . Entonces, el punto de partida para la solución fué especificar T_i . Una vez determinada esta temperatura, dejaron de ser parámetros, para convertirse en simples valores: R , Pr_1 , Pr_m (\bar{Pr}_m es un valor medio entre el que adquiriría a $T_{sat\infty}$ y a T_i . Por lo mismo depende de T_i).

El único parámetro sobrante es Ec . Los valores escogidos para Ec son: 0; 0.1; 1.; 2.; 10.

Entonces, recapitulando, el método de solución se basa en fijar la temperatura de la interface. Escogemos valores de T_i desde $170^{\circ}F$ hasta $T_{sat\infty}$.

Una vez fijadas T_i y $T_{sat\infty}$, quedan fijadas P_{vi} y $P_{sat\infty}$.

De la ecuación (98), para cada valor de $W_{g\infty}$, obtenemos P (presión de la mezcla en el flujo libre).

Damos un valor a $f'(\eta_\delta)$. El diagrama, abajo expuesto, indica la secuencia de la solución.

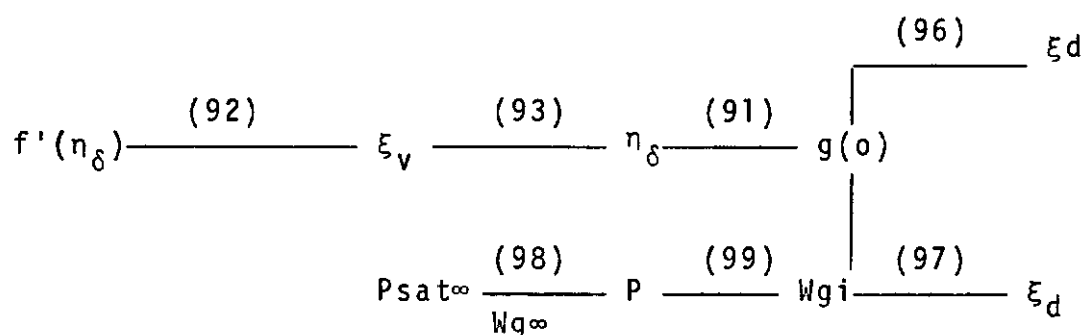


Fig. 2a. - Orden de solución de las ecuaciones

Se incrementan valores de $f'(\eta_\delta)$ cada vez hasta que los valores de ξ_d de las ecuaciones (96) y (97) tengan una diferencia mínima. El mayor trabajo consistió en descubrir la manera de incrementar $f'(\eta_\delta)$, de tal forma, que el tiempo requerido en el computador sea el mínimo posible.

Cuando se tiene esa diferencia mínima, antes explicada, se tiene la solución porque:

El sistema de ecuaciones que entran en la figura 2a. son independientes de ξ_t y T_w .

Lo que no sucede así con la (94), (95) y (100).

Se conocen, por la solución antedicha, los valores correspondientes de

$$f'(\eta_\delta), \xi_v, \eta_\delta, g(0).$$

Por lo mismo, el sistema de las ecuaciones (100) y (94) o (95) se resuelve según el orden de solución de la figura 2b. que sigue a continuación.

$$\frac{(94) \bar{\theta} (95)}{Ec} \xi_t \frac{(100)}{T_\infty} T_w$$

Fig. 2b.: Orden de solución de las ecuaciones

Se procede en esta forma variando T_i .

9. Resultados y Discusiones

Antes de estudiar los resultados, vamos a recordar algunos conceptos.

1) La presencia de gas no condensable en el vapor reduce la rata de condensación, porque el gas acumulado en la superficie de condensación, interfiere con el flujo del vapor hacia esta superficie. Tanto la temperatura como la presión parcial del vapor son más bajos en la interface que en la mezcla vapor-gas no condensable en el flujo libre. La temperatura de condensación T_i es usualmente considerada ser la temperatura de saturación de vapor a una presión de saturación P_{vi} , en la superficie del filme líquido condensado.

2) El vapor sobrecalentado que condensa transmite al líquido condensado tanto el calor debido al cambio

de fase o sea calor latente, como también el sobrecalentamiento debido a la gradiente de temperatura.

3) $\mu \left(\frac{\partial u}{\partial y} \right)^2$ = rata irreversible de incremento de energía interna por disipación viscosa, o, también se puede definir que este término representa la degradación irreversible de energía mecánica a energía térmica.

Después de estos conceptos dados explicaremos como se relacionan la solución matemática, hecha en este trabajo, con la solución real.

Nosotros, para la solución, dimos como conocidas T_i y $(T_\infty - T_{sat\infty})$, quedando T_w como incógnita. En cambio, en la práctica, lo que se conoce es T_w y $(T_\infty - T_{sat\infty})$. Debido a esto graficamos figuras que relacionan T_i , T_w , $(T_\infty - T_{sat\infty})$, Fig. de 9 a 12.

Otra cosa también importante y evidente que precisa señalarse antes, es que al crecer la rata de condensación, crece también la espesura del líquido condensado.

Ahora sí estamos en condiciones de estudiar las figuras presentadas. Los resultados de la solución del sistema de ecuaciones están graficadas en las figuras 3 a 12.

Se trató de relacionar cada variable con respecto a T_i , pero solo se hizo así con: $g(o)$, $f'(\eta_\delta)$, W_{gi} y Tw . En cambio, resultó mejor graficar: η_δ , ξ_v , ξ_d y ξ_t con respecto a $g(o)$, porque, en esta forma, hay una simplificación de figuras.

En la figura 3 se comprueba el efecto que tiene la presencia del gas no condensable. Hay que notar que esta figura tomó en cuenta la velocidad en la interface. En cambio, FERREIRA (5) hizo la misma figura sin tomar en cuenta esa velocidad. Naturalmente hay una pequeña diferencia, que, para el rango de temperaturas que él utilizó, no representó mayor error.

Es evidente también que al aumentar la rata de condensación, aumenta también la velocidad en la interface. Esto se comprueba en la figura 5. La figura 4 muestra la variación de $f'(\eta_\delta)$ con respecto a T_i .

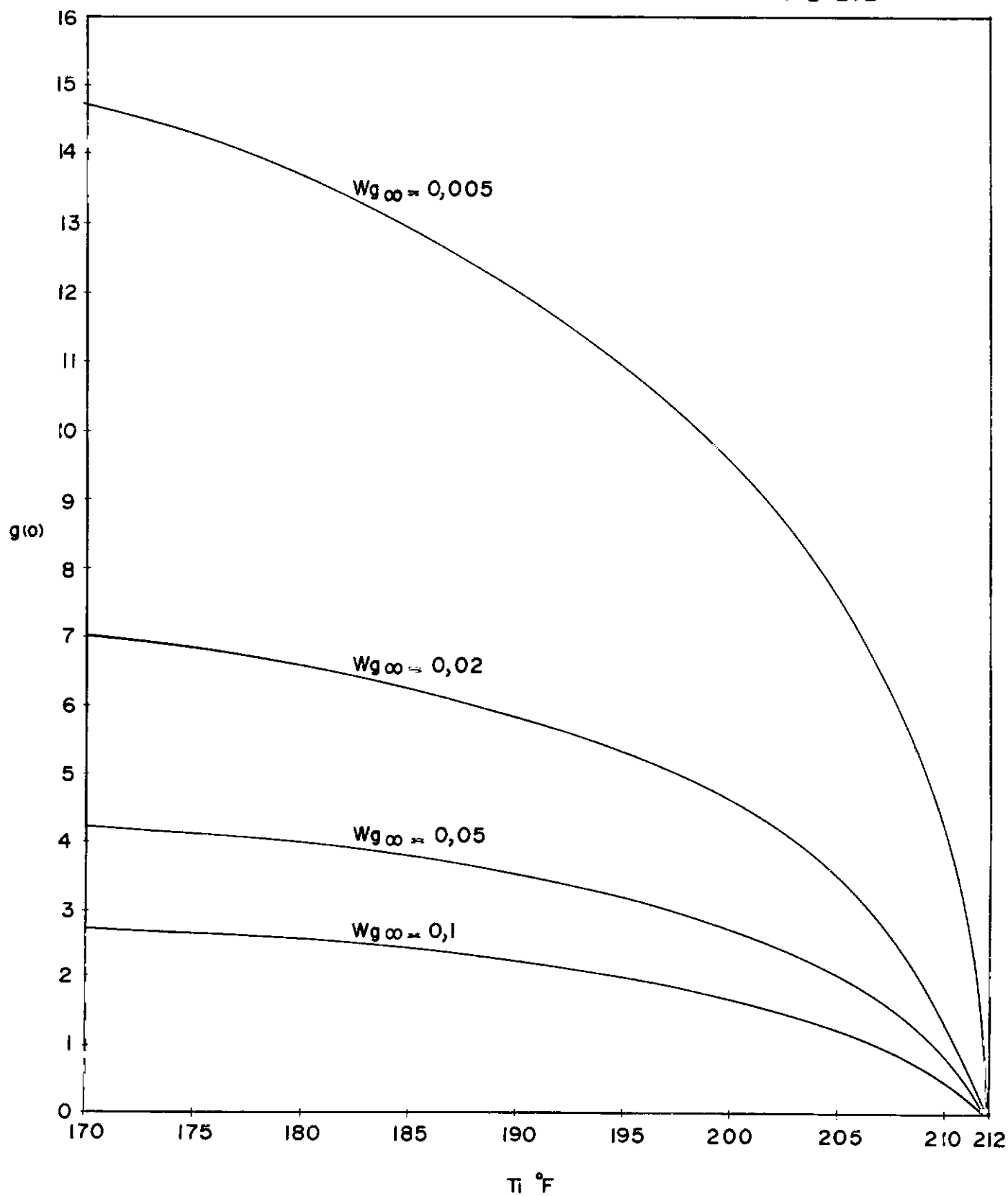
Por el hecho, anteriormente citado, se demuestra que al disminuir la velocidad en la interface, disminuye la condensación. Esta es la explicación para la pequeña diferencia que hay entre las curvas presentadas por Fer-

reira y las presentadas en este trabajo.

En la figura 5 vemos que para un valor de $g(0)$ aproximadamente igual a 6, la velocidad adimensional en la interface es aproximadamente 4%, lo que indica, que para ratas de condensación pequeñas, se puede despreciar la componente horizontal de la velocidad en la interface.

En la figura 6 vemos que al aumentar la rata de condensación, disminuyen ξ_v y ξ_d . Esto se explica porque U_i y W_{gi} se acercan a los valores U y $W_{g\infty}$ respectivamente. Esta misma explicación sirve para la figura 7. Mas, en esta figura, también se comprueba otro hecho. Al aumentar Ec o sea la disipación viscosa, aumenta T_i y, por lo mismo ξ_t debe disminuir. Es evidente esto, porque, se hace más pequeña la diferencia de $(T_{\infty}-T_i)$.

En las figuras 9, 10, 11, 12 se ve la variación de T_w con respecto a T_i y $(T_{\infty}-T_{sat\infty})$. Estas curvas son fundamentales para la transferencia de calor, como se verá posteriormente, ya que sirven para encontrar la relación entre T_i y T_w . En la Fig. 8 se comprueba el efecto de $W_{g\infty}$, o sea, W_{gi} varia inversamente con T_i .

$T_{\text{sat } \infty} = 212$ FIG. 3 — VARIACION DE $g(o)$ CON T_i .

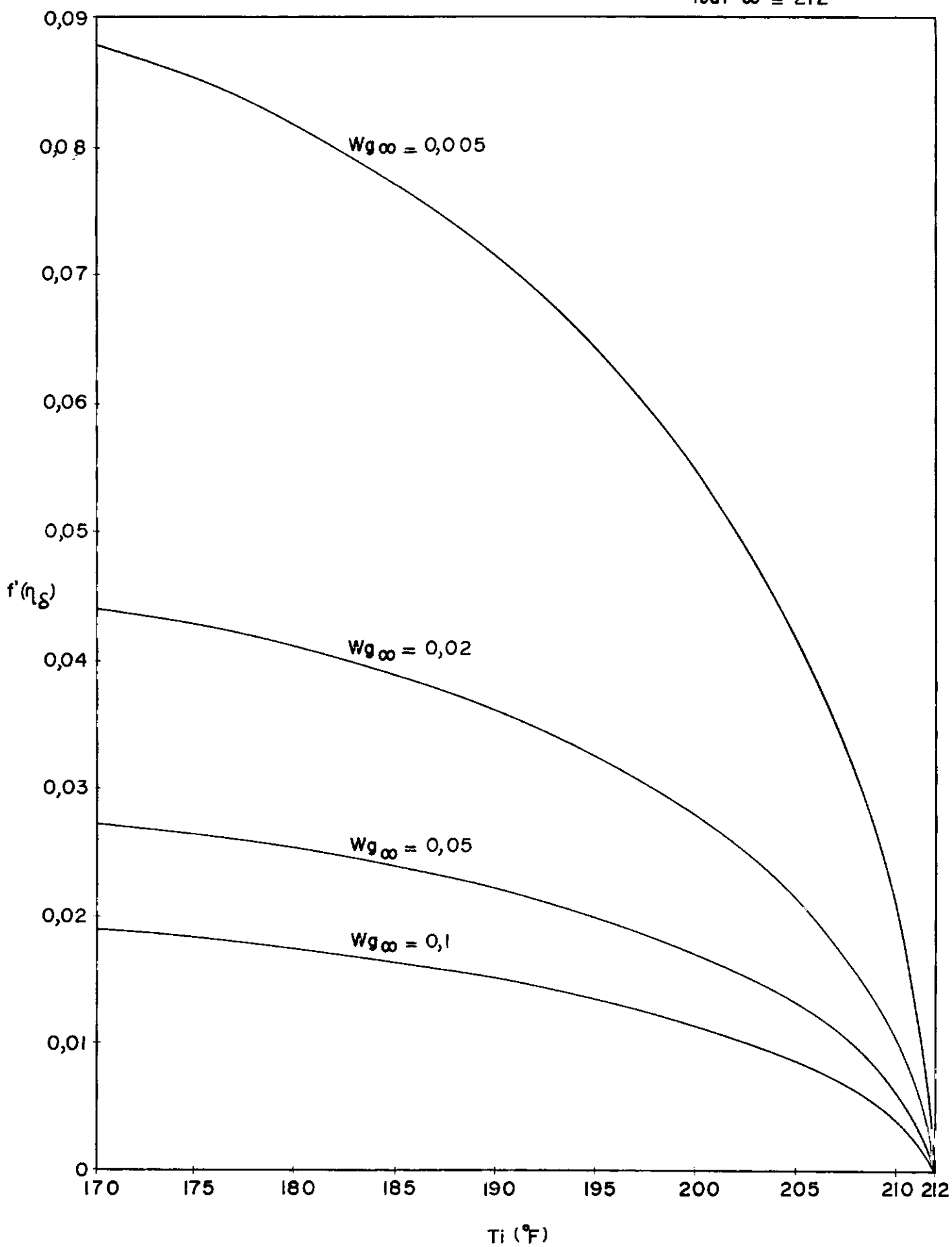


FIG. 4 — VARIACION DE $f'(\eta_\delta)$ CON T_i .

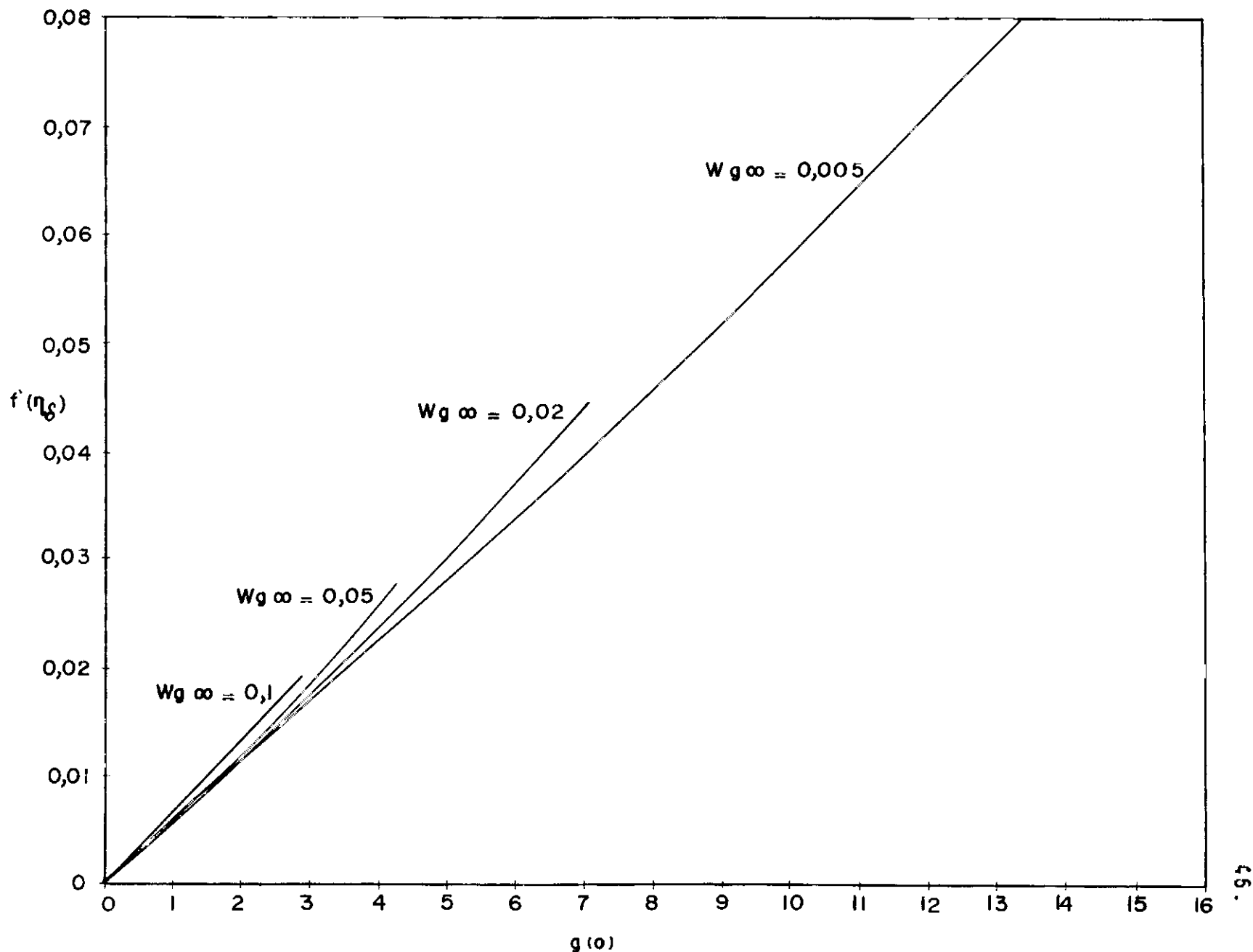


FIG. 5 — VARIACION DE $f'(\eta_g)$ CON $g(0)$.

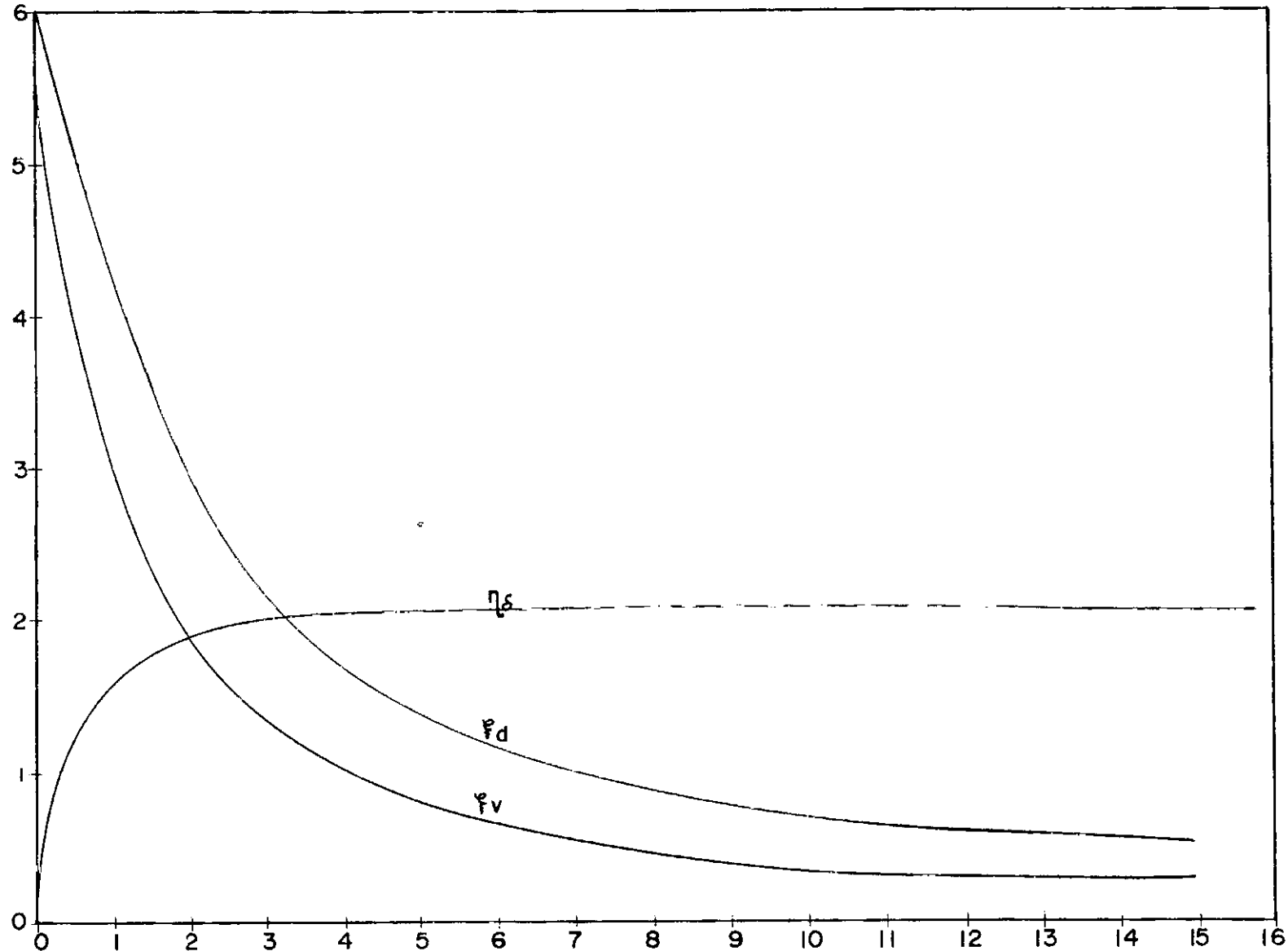


FIG.6 VARIACIONES DE η_δ , ξ_v y ξ_d CON RESPECTO A $g(o)$.

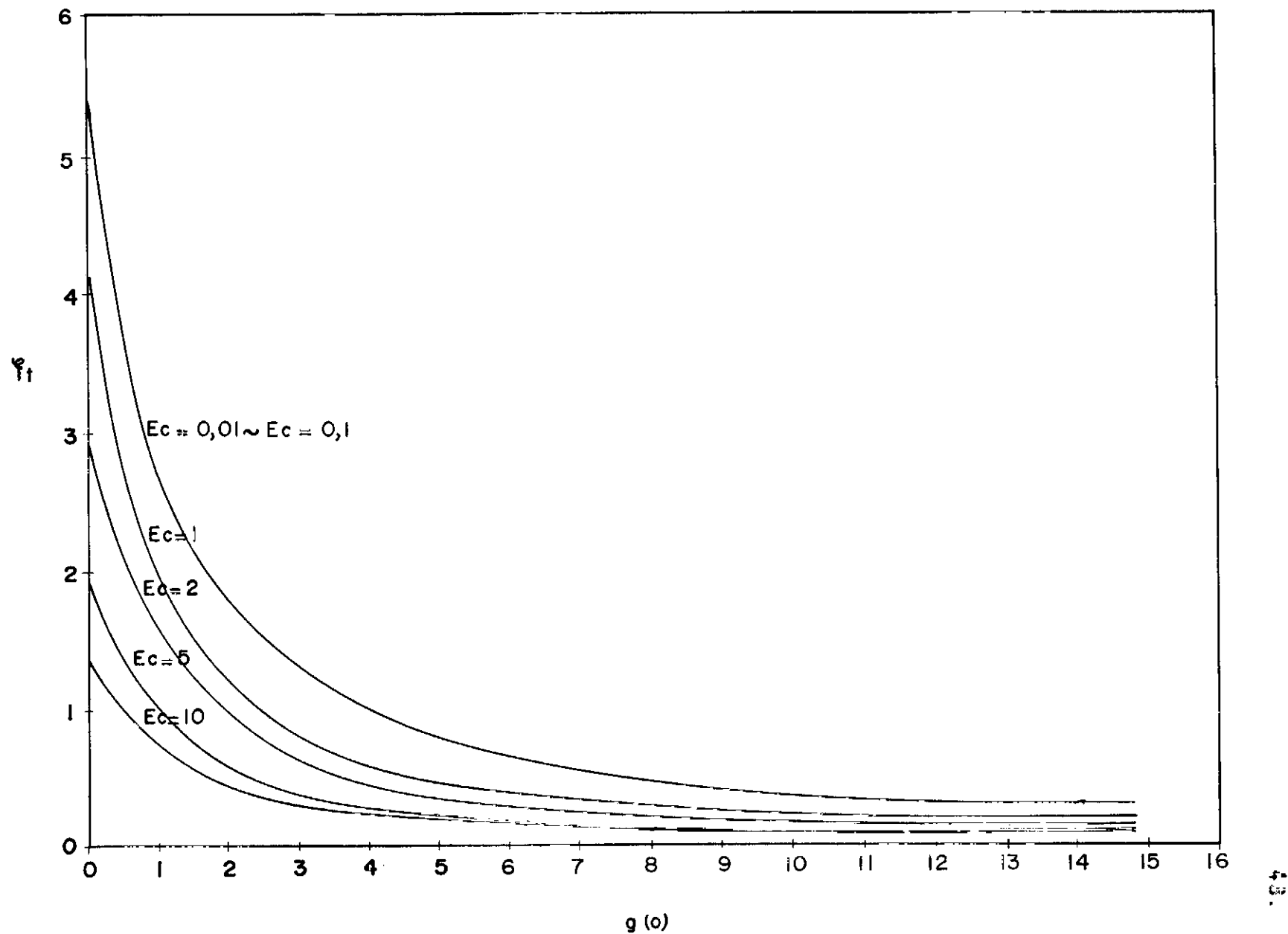
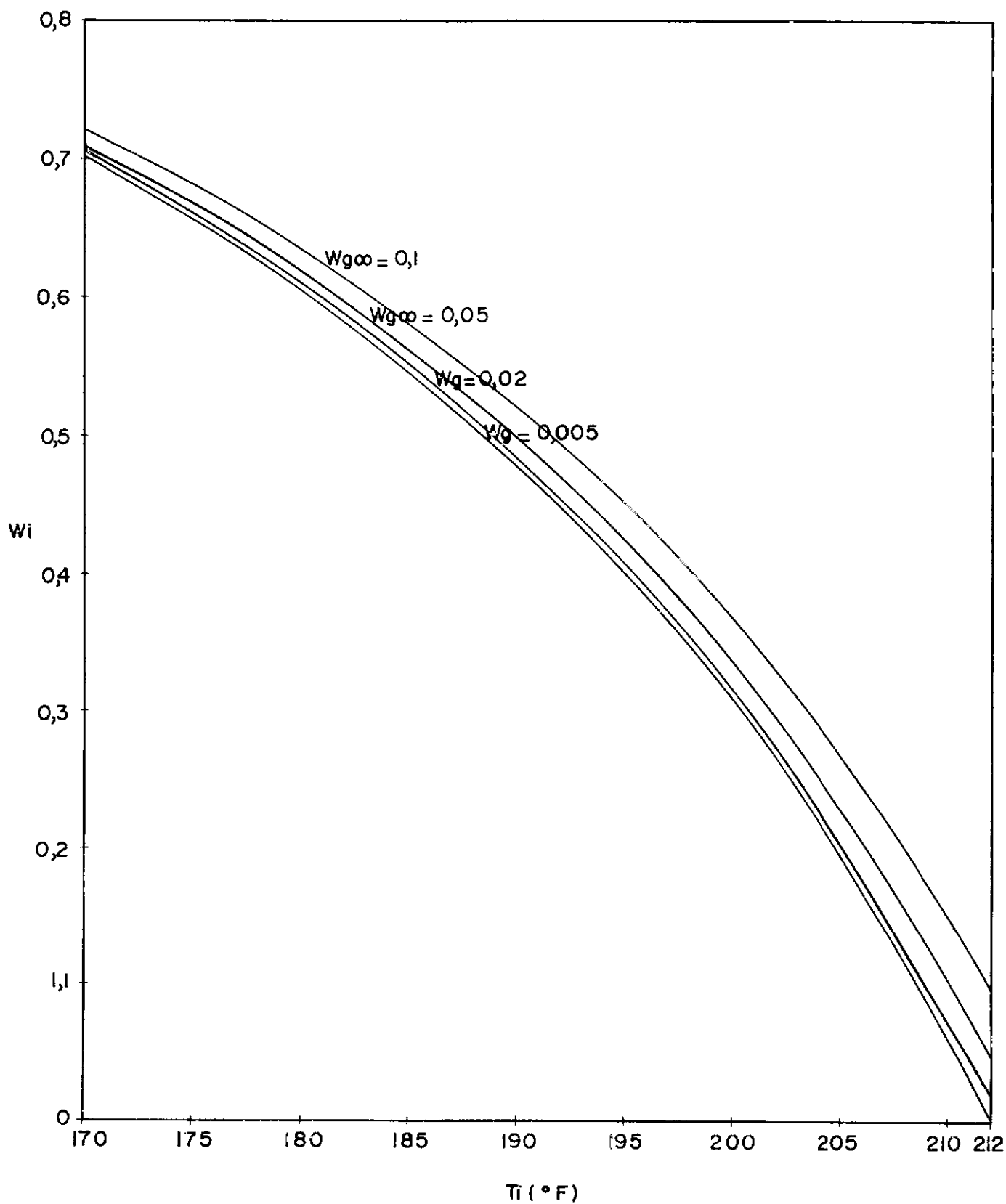


FIG. 7 — VARIACION DE Ψ_f CON $g(o)$.

FIG.8 — VARIACION DE W_i CON T_i .

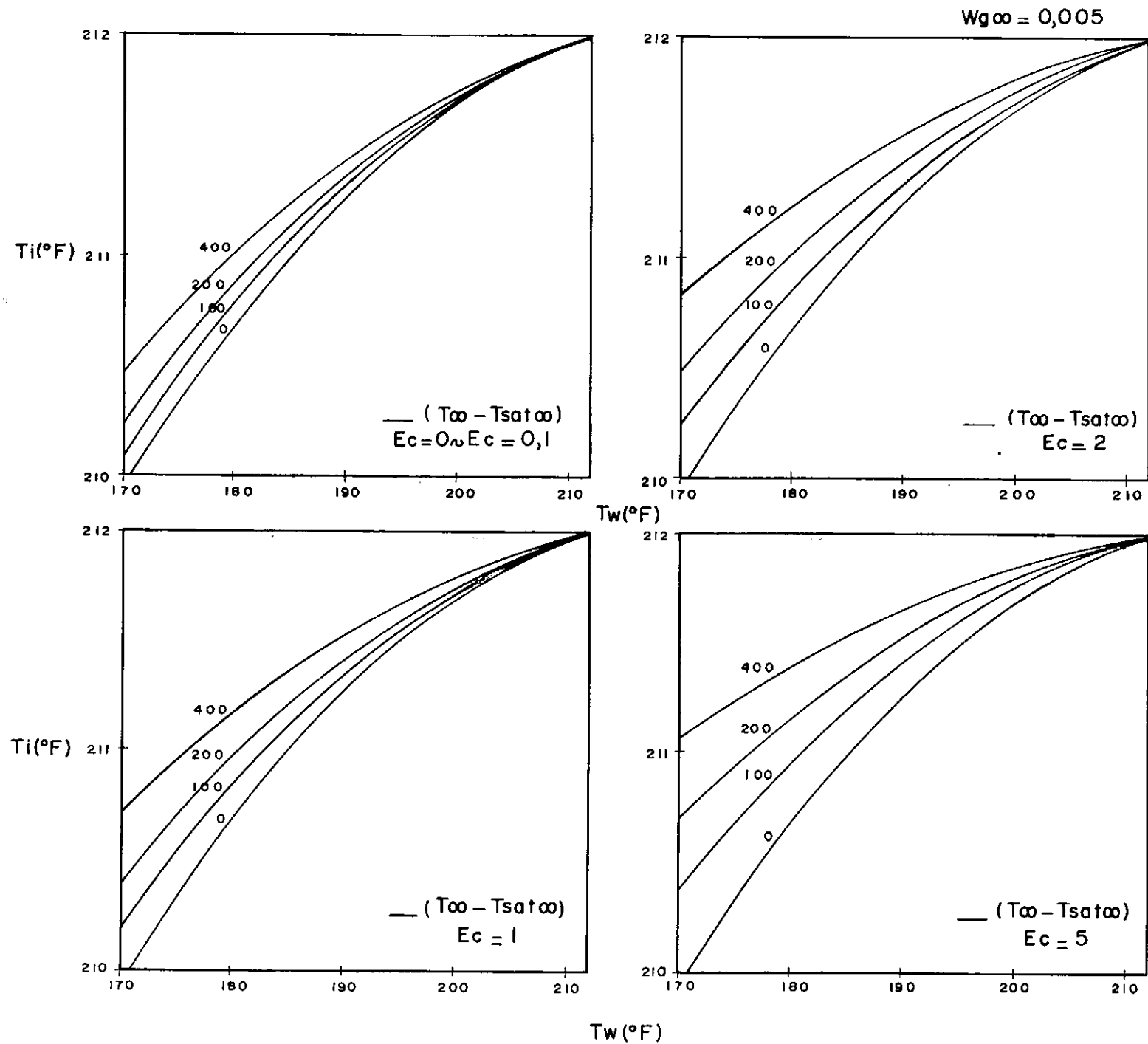
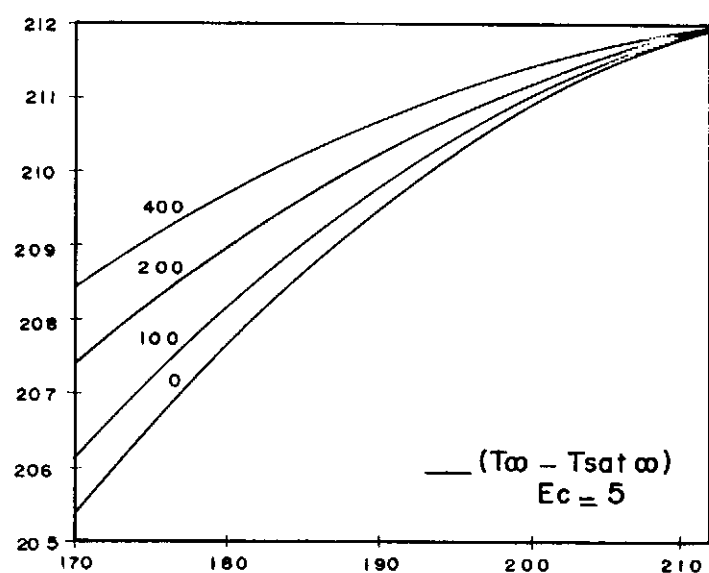
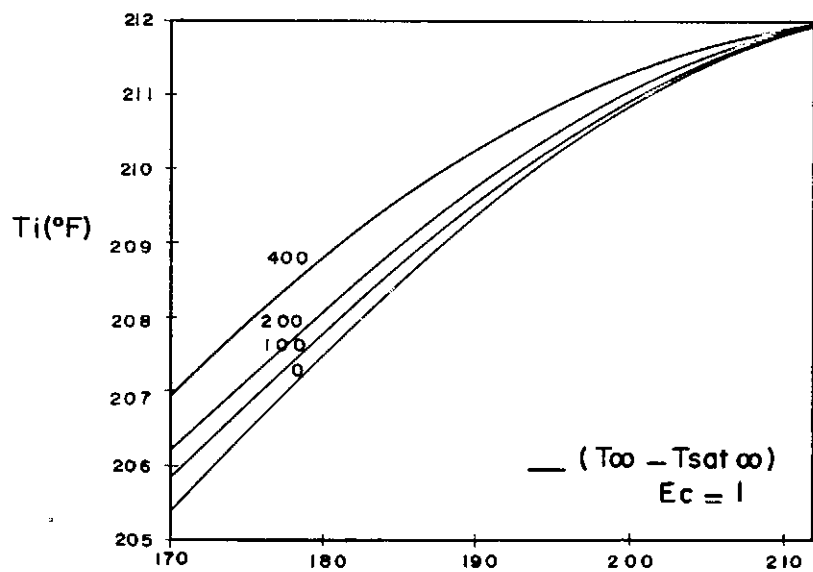
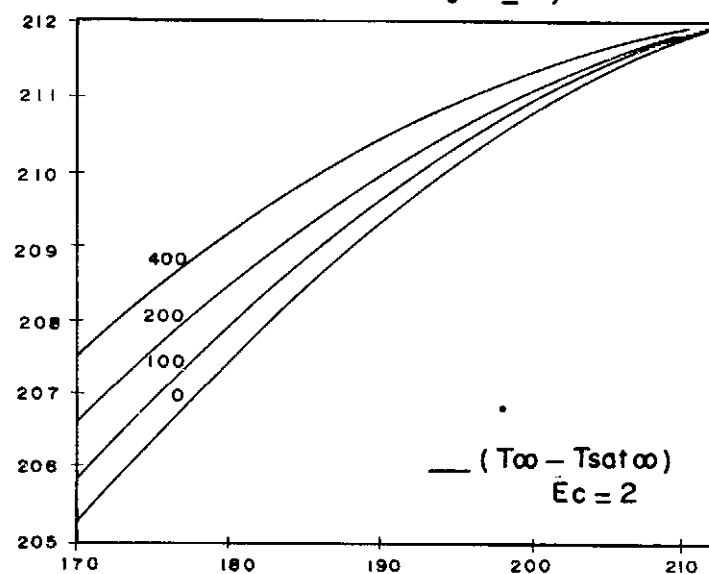
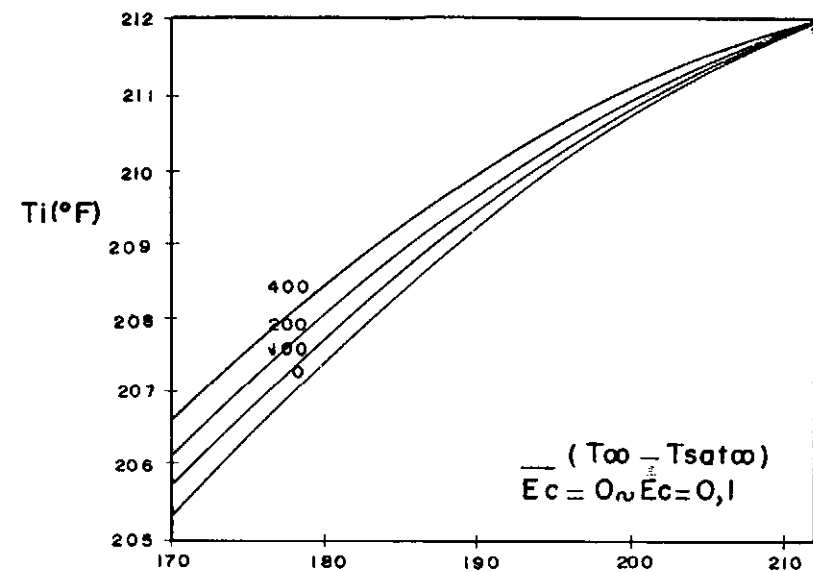


FIG. 9 — VARIACION DE T_w CON T_i .

$Wg\omega = 0,02$



T_w (°F)

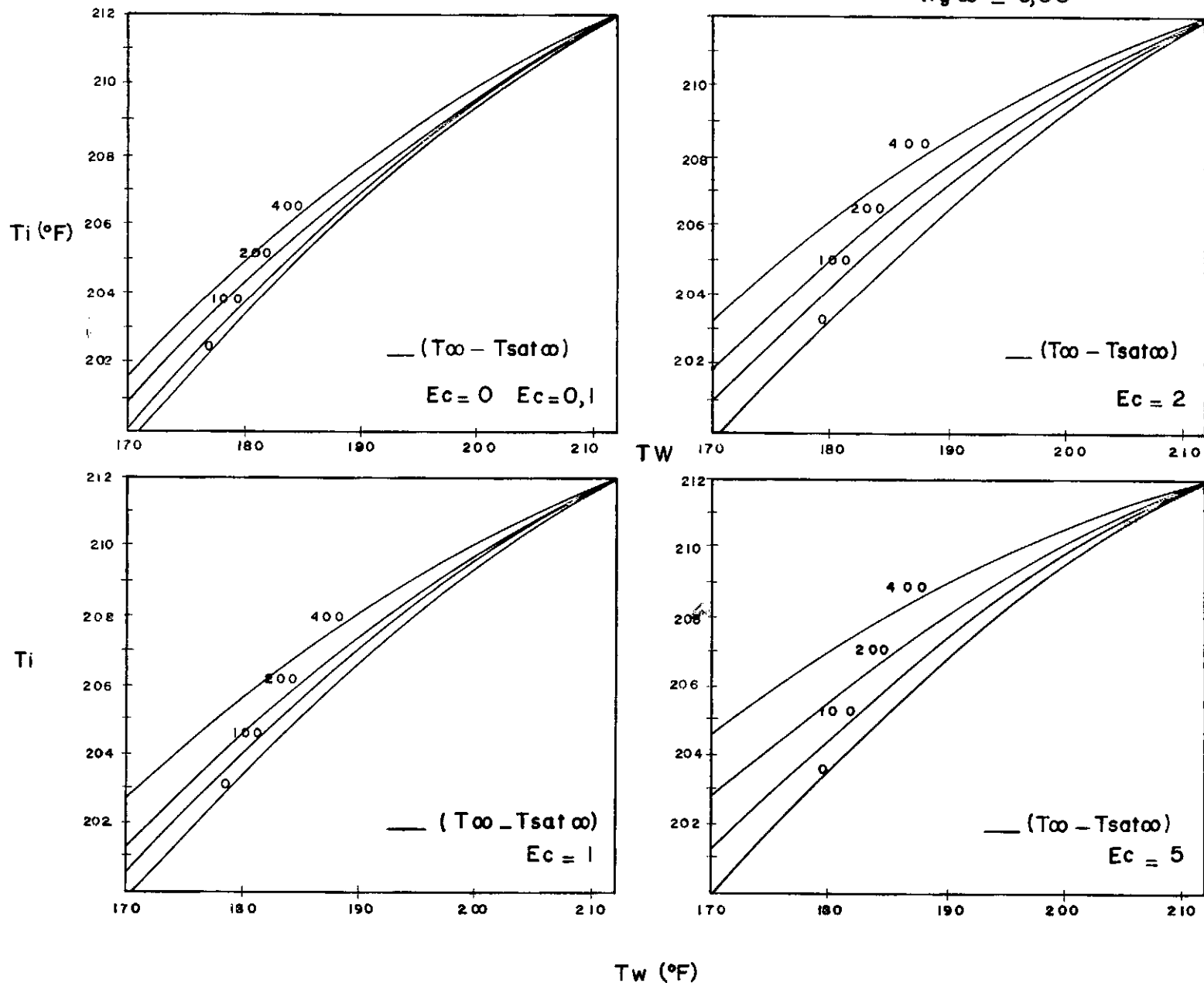
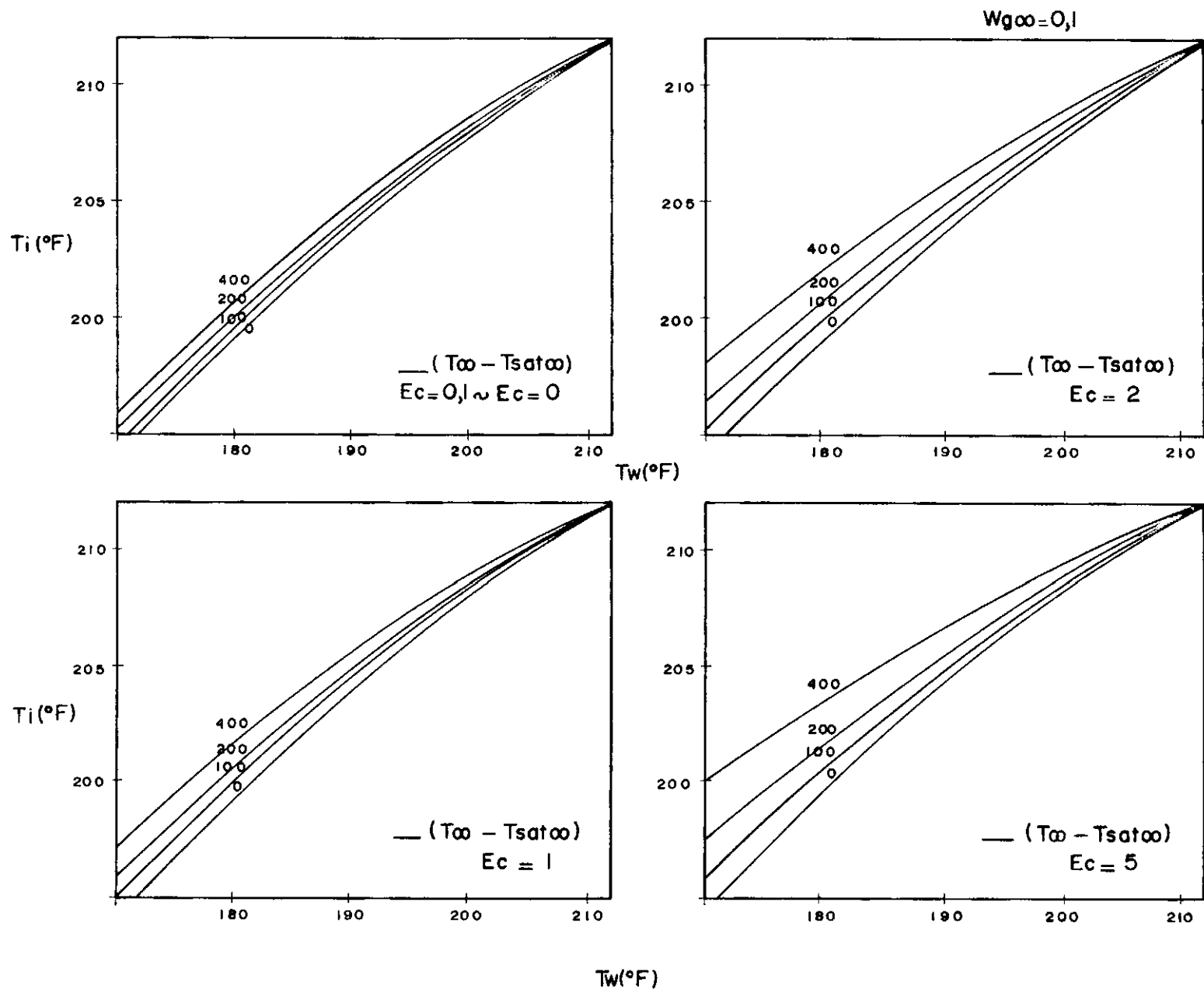


FIG.II — VARIACION DE T_w CON T_i .



CAPITULO III

TRANSFERENCIA DE CALOR

1. Formulación

El objetivo de este trabajo consiste en ver el efecto que tiene la disipación viscosa en la transferencia de calor por condensación de vapor. Para llegar a esto se utiliza la bien conocida ley de FOURIER. El flujo de calor que atraviesa la superficie de la placa es igual al calor conducido por el líquido.

$$q = k_{\ell} \frac{\partial T}{\partial y} \quad \text{en } y = 0 \quad (101)$$

Que en forma similar se convierte a

$$q = k_{\ell} (T_i - T_w) \sqrt{\frac{U}{\nu_{\ell} x}} \theta'(0)$$

Sustituimos la ecuación (66) y obtenemos:

$$q = k_{\ell} (T_i - T_w) \sqrt{\frac{U}{\nu_{\ell} x}} \frac{1}{n_{\delta}} \quad (102)$$

El efecto de la disipación viscosa va a ser medido en dos formas diferentes; la primera tomando en cuenta

ta conjuntamente el sobrecalentamiento y la disipación y la segunda, tomando en cuenta solo la disipación.

$$\frac{q}{q^*} = \frac{\text{flujo de calor con vapor sobrecalentado y disipación}}{\text{flujo de calor con vapor saturado y sin disipación}}$$

$$\frac{q}{q^{**}} = \frac{\text{flujo de calor con vapor sobrecalentado y disipación}}{\text{flujo de calor con vapor sobrecalentado sin disipación}}$$

SADDY (4) llegó a la conclusión siguiente: para un rango de temperaturas de trabajo escogidas, la variación de k_ℓ y ν_ℓ es despreciable. Por lo mismo estas propiedades consideramos constantes.

Tenemos las relaciones finales:

$$\frac{q}{q^*} = \frac{(T_i - T_w)/\eta_\delta}{(T_i^* - T_w)/\eta_\delta^*} \quad \text{para } W_{g\infty} = \text{cte} \quad (103)$$

$$\frac{q}{q^{**}} = \frac{(T_i - T_w)/\eta_\delta}{(T_i^{**} - T_w)/\eta_\delta^{**}} \quad \begin{array}{l} \text{para } W_{g\infty} = \text{cte} \\ \text{y } (T_\infty - T_{\text{sat}\infty}) = \text{cte} \end{array} \quad (104)$$

2. Método de Solución

Hay que especificar primero lo siguiente:

- a) tanto q como q^{**} son calculados para los mismos valores de los parámetros Wg_{∞} , $T_{sat\infty}$ y $(T_{\infty}-T_{sat\infty})$
- b) en cambio q^* es calculado para los mismos valores de los parámetros Wg_{∞} y $T_{sat\infty}$.
- c) para vapor puro se tiene $T_i = T_i^* = T_i^{**} = T_{sat\infty}$, y por lo mismo las relaciones de transferencia son solo en función de η_{δ} .
- d) los valores de los parámetros escogidos son:

$$T_{sat\infty} = 212^{\circ}\text{F}$$

$$T_{\infty}-T_{sat\infty} = 0; 100; 200; 400 \text{ en } ^{\circ}\text{F}$$

$$T_{sat\infty}-T_w = 5; 10; 15; 20; 30; 40; \text{ en } ^{\circ}\text{F}$$

$$Wg_{\infty} = 0.0; 0.005; 0.02; 0.05; 0.1$$

$$Ec = 0.0; 0.1; 1.0; 2.0; 5.0$$

Después de las especificaciones anteriores, vamos a señalar cómo se encuentra la computación numérica.

El sistema de las ecuaciones del Capítulo II fue resuelto por medio de un programa en el computador (Apéndices A, B, C y D). Mas, no hubo cómo resolver este capítulo de transferencia por medio de otro programa. El problema consistió en que, para la solución de las ecuaciones anteriores, se tomó constante T_i , para varios valores de T_w . En cambio, en este capítulo, lo que debe permanecer constante es, T_w , siendo variable, T_i . Entonces hubo que resolver

interpolando por medio de las figuras antes presentadas. De las figuras 9 a 12, para los parámetros anteriormente se ñalados, se escoge de la absisa, T_w , y, se determina en la ordenada, T_i correspondiente. Determinada T_i , por medio de las figuras 3 y 6, determinamos el η_δ correspondiente. De esta manera se procede para todos los valores de los parámetros citados.

Hay que anotar que para el caso de vapor puro o sea $W_{g\infty} = 0.0$, no hay necesidad de interpolar, ya que directamente se determinan los valores de η_δ . Este programa está en el Apéndice D.

3. Resultados y Discusiones

Ante todo vamos a hacer un resumen de los principios explicados y comprobados en el II Capítulo, mas, que precisamos.

- a) T_i y $g(0)$ varían inversamente (fig.3)
- b) $W_{g\infty}$ y T_i varían inversamente (fig.3 y de 9 a 12)
- c) $W_{g\infty}$ y $g(0)$ varían inversamente (fig.3)
- d) $g(0)$ y η_δ varían directamente (fig.6)
- e) E_c y ξ_t varían inversamente (fig.7)
- f) $(T_\infty - T_{sat\infty})$ y T_i varían directamente (fig.9 a 12)

g) Ec y Ti varían directamente (fig.9 a 12)

De donde deducimos tres principios fundamentales:

- 1) $(T_{\infty} - T_{sat\infty})$ o sea el sobrecalentamiento tiende a aumentar Ti y a disminuir η_{δ} para $T_w = cte.$
- 2) Ec o sea la disipación viscosa tiende también a aumentar Ti y por lo mismo a disminuir η_{δ} para $T_w = cte.$
- 3) Wg_{∞} o sea la presencia de gas no condensable tiende a disminuir Ti y por consiguiente a aumentar η_{δ} para $T_w = cte.$

Señalados estos principios, estamos en condiciones de entrar a discutir los resultados de transferencia de calor.

Todos los resultados están tabulados (tablas 8 y 9) y graficados (figuras 13 a 22).

Vamos a estudiar primero el comportamiento general de las curvas.

Para valores grandes del parámetro $(T_{sat\infty} - T_w)$ las relaciones de transferencia se hacen independientes del mismo parámetro. En cambio, cuando $(T_{sat\infty} - T_w) \rightarrow 0$, tanto q/q^* como q/q^{**} tienden para un valor infinito. Vamos a

justificar lo expuesto.

Esto se explica fácilmente, porque a grandes valores del parámetro $(T_{\text{sat}} - T_w)$ la rata de condensación es grande, por consiguiente, el calor producido por cambio de fase es muy superior al calor por sobrecalentamiento y por disipación viscosa, de tal manera que las relaciones de transferencia se hacen casi constantes.

Lo contrario sucede cuando $T_w \rightarrow T_{\text{sat}}$ ya que la rata de condensación es cada vez más pequeña, haciéndose nula para $T_w = T_{\text{sat}}$. Por lo mismo, a medida que T_w tiende a ese límite señalado, el calor producido por sobrecalentamiento y disipación es muy superior al calor por condensación. Entonces las relaciones de transferencia llegan a tener cada vez valores muy altos.

Hasta aquí se estudió el comportamiento general de las curvas. Ahora en cambio, vamos a estudiar la influencia de los parámetros: $(T_{\infty} - T_{\text{sat}})$, Ec y Wg_{∞} .

Fijamos $(T_{\text{sat}} - T_w)$ y utilizamos las ecuaciones (103) y (104).

De acuerdo a las relaciones de transferencia

se tienen constantes: T_w , T_i^* , T_i^{**} , η_δ^* y η_δ^{**} , siendo variables: T_i y η_δ .

- Para sobrecalentamiento: Ec y Wg^∞ constantes;

$$\left. \begin{array}{l} T_i \geq T_i^* \quad , \quad T_i \geq T_i^{**} \\ \eta_\delta \leq \eta_\delta^* \quad \text{y} \quad \eta_\delta \leq \eta_\delta^{**} \end{array} \right\} \text{ Por 3.1)}$$

De donde deducimos que q/q^* y q/q^{**} son mayores o iguales a uno y que varían directamente con $(T_\infty - T_{sat\infty})$

Esto efectivamente se comprueban en las figuras de transferencia de calor (fig. 13 a 22).

- Para disipación viscosa: $(T_\infty - T_{sat\infty})$ y Wg^∞ constantes;

$$\left. \begin{array}{l} T_i \geq T_i^* \quad , \quad T_i \geq T_i^{**} \\ \eta_\delta \leq \eta_\delta^* \quad \text{y} \quad \eta_\delta \leq \eta_\delta^{**} \end{array} \right\} \text{ Por 3.2)}$$

De la misma manera se deduce que las relaciones de transferencia de calor son mayores o iguales a uno y que varían directamente con Ec .

Se comprueba esto en las figuras citadas (13 a 22).

De las 2 deducciones anteriores se desprende que tanto $(T_\infty - T_{sat\infty})$ como Ec tienen el mismo efecto cualitativo sobre la transferencia de calor.

- Para la presencia de gas no condensable: $(T_{\infty} - T_{\text{sat}\infty})$ y Ec constantes

No estudiamos ninguna relación de transferencia para este caso. Sin embargo vamos a hacerlo teóricamente basándose en los principios ya señalados antes, en las ecuaciones (103) y (104) y en la tesis de SADDY (4).

Escogemos:

$$\left(\frac{q}{q^*}\right)_1 = \frac{(Ti_1 - Tw)/\eta_{\delta_1}}{(Ti_1^* - Tw)/\eta_{\delta_1}^*} \quad \text{para } Wg_{\infty} > 0 \quad (105)$$

$$\left(\frac{q}{q^*}\right)_0 = \frac{(Ti_0 - Tw)/\eta_{\delta_0}}{(Ti_0^* - Tw)/\eta_{\delta_0}^*} \quad \text{para } Wg_{\infty} = 0 \quad (106)$$

Lógicamente si $Ec = 0$ y $(T_{\infty} - T_{\text{sat}\infty}) = 0$ se tiene que

$$\left(\frac{q}{q^*}\right)_1 = \left(\frac{q}{q^*}\right)_0 = 1 \quad \text{para } Ec = (T_{\infty} - T_{\text{sat}\infty}) = 0$$

Mas SADDY (4) demostró:

$$\frac{(q^*)_1}{(q^*)_0} < 1 \quad \begin{array}{l} \text{(efecto de la presencia del gas no} \\ \text{condensable)} \end{array} \quad (107)$$

donde:

$(q^*)_1$ = calor por condensación de vapor saturado en presencia de gas no condensable.

$(q^*)_0$ = calor por condensación de vapor saturado puro,

Sin embargo, conocemos que:

- aumento de Wg_∞ disminuye las ratas de condensación, esto es, q , q^* y q^{**} disminuyen con el aumento de Wg_∞
- el calor generado por condensación es muy superior al calor producido por sobrecalentamiento y por disipación viscosa.

Teniendo en cuenta los principios señalados y la desigualdad (107) deducimos:

$$\left(\frac{q}{q^*}\right)_1 > \left(\frac{q}{q^*}\right)_0$$

De la misma forma demostramos:

$$\left(\frac{q}{q^{**}}\right)_1 > \left(\frac{q}{q^{**}}\right)_0$$

Lo que quiere decir que las relaciones de transferencia varían directamente con Wg_∞ .

De lo expuesto hasta aquí, se desprende que, Wg^∞ tiene el mismo efecto que E_c y $(T^\infty - T_{sat}^\infty)$, sobre las razones de transferencia.

Efectivamente, mas la explicación es la siguiente.

Tanto E_c como $(T^\infty - T_{sat}^\infty)$ aumentan en mayor proporción los numeradores que los denominadores de las ecuaciones (103) y (104).

En cambio Wg^∞ disminuye en mayor proporción los denominadores que los numeradores de las ecuaciones antes citadas, lo que hace efectivamente que las relaciones de transferencia aumenten cuando aumenta Wg^∞ .

Vamos a estudiar ahora el efecto propiamente de la disipación viscosa.

Escogemos los valores de los parámetros que nos parecen más representativos:

$$T_{\infty} - T_{\text{sat}\infty} = 400$$

$$T_{\text{sat}\infty} - T_w = 20$$

Decimos que son los más representativos, ya que a partir de estos valores comienzan a tener las curvas un comportamiento diferente.

Para las relaciones de transferencia escogemos solo el incremento puesto en porcentaje:

$$\left(\frac{q}{q^*} - 1 \right) \quad \text{y} \quad \left(\frac{q}{q^{**}} - 1 \right) \quad \text{en \%}$$

Valores de $\left(\frac{q}{q^{**}} - 1 \right)$ en %					
$E_c \backslash W g_{\infty}$	0	0.005	0.02	0.05	0.1
0.1	0	0	0	0	0
1	1	1.8	2.4	4.8	6
2	1.9	3.7	5.2	8.0	10
5	4.1	7.2	12	14.6	23

TABLA: IX a

Las tablas IXa y VIIIA tienen esta numeración porque sus valores son sacados respectivamente de las tablas IX y VIII.

Valores de $\left(\frac{q}{q^*} - 1\right)$ en %					
$\begin{matrix} Wg^\infty \\ Ec \end{matrix}$	0	0.005	0.02	0.05	0.1
0 y 0.1	1.8	2.4	5.4	8	10.8
1	2.8	4.2	7.8	13.8	17.8
2	5.3	6	10	17.7	24
5	8.6	9	16	27	38

TABLA: VIII a

De las tablas que anteceden vemos lo siguiente: En la Tabla IX a, que toma en cuenta sólo el efecto de la disipación viscosa, se tiene:

- a) despreciable el efecto de la disipación para $Ec = 0.1$
- b) para $Ec = 1$, una influencia pequeña
- c) para $Ec = 2$, se duplica esa influencia
- d) y para $Ec = 5$, se cuatricula la misma

En la Tabla VIII a, que toma en cuenta el efecto de la disipación como el del sobrecalentamiento, se tiene:

- e) para $Ec = 0.0$ y para $Ec = 0.1$, la influencia es debida sólo al sobrecalentamiento (curvas de FERREIRA (5)). Se ve que la influencia del sobrecalentamiento (primera fila de la Tabla VIII a) es equivalente

te al efecto que tiene la disipación viscosa para $Ec = 2$ (tercera fila de la Tabla IX a).

f) para $Ec = 5$ se duplican los porcentajes con respecto a $Ec = 1$.

g) de manera general, se puede decir que los valores comienzan a subir rápidamente. Esto es debido a la suma de las dos influencias: sobrecalentamiento y disipación viscosa.

Se comprueba que las variaciones cualitativas son iguales, para otros valores de parámetros escogidos.

CAPITULO IV

CONCLUSIONES

El efecto de la disipación ha sido analizado con bastante exactitud. Se escogió como el parámetro de la disipación Ec , porque nos pareció más fácil trabajar con este número y no con el de Brinkman ($Br = Ec \cdot Pr$).

Los resultados obtenidos son excelentes y nos van a permitir que de su estudio concluyamos lo siguiente:

1) el efecto de la disipación viscosa sobre la transferencia de calor, tiene comportamiento similar al del sobrecalentamiento, esto es, aumenta la rata de transferencia en el mismo orden de grandeza.

2) la disipación, para nuestro caso, eleva la temperatura en la interface líquido-mezcla, lo que lleva a disminuir la espesura de la capa límite térmica de la mezcla.

3) para valores de $Ec = 0.1$, se puede despreciar en la ecuación de la energía, el término de la disipación.

4) para $Ec = 1$, la disipación ya tiene una influencia razonable. Mas, su efecto, es despreciable para bajos valores de Wg^∞ y $(T^\infty - T_{sat}^\infty)$, siempre y cuando no incida en la transferencia con un porcentaje superior al 6%.

5) Para valores de Ec mayores que 1, el efecto de la disipación es muy acentuado y de crecimiento rápido. Se espera que para condensación sobre placa plana Ec no exceda de 1.

$$Wg\infty = 0$$

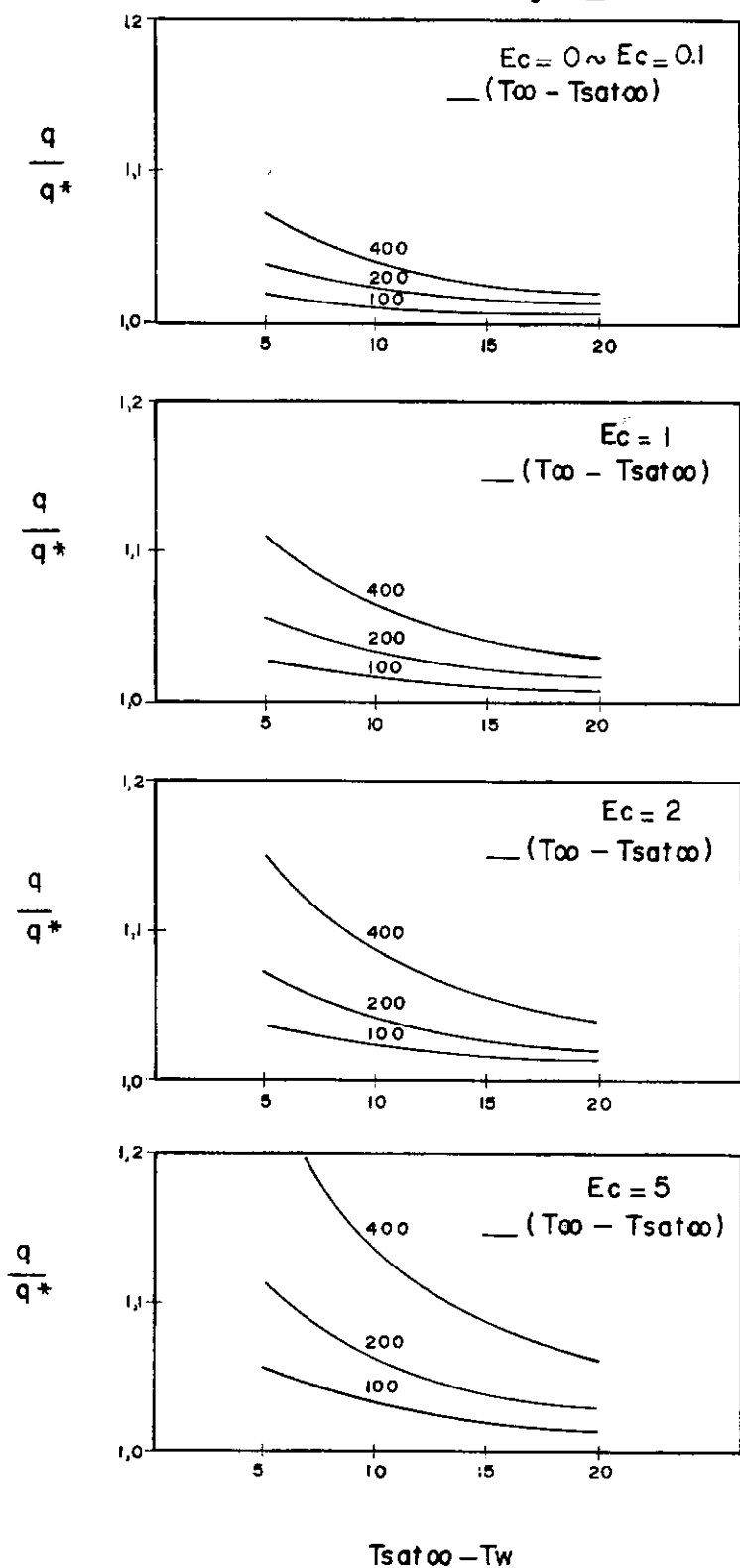
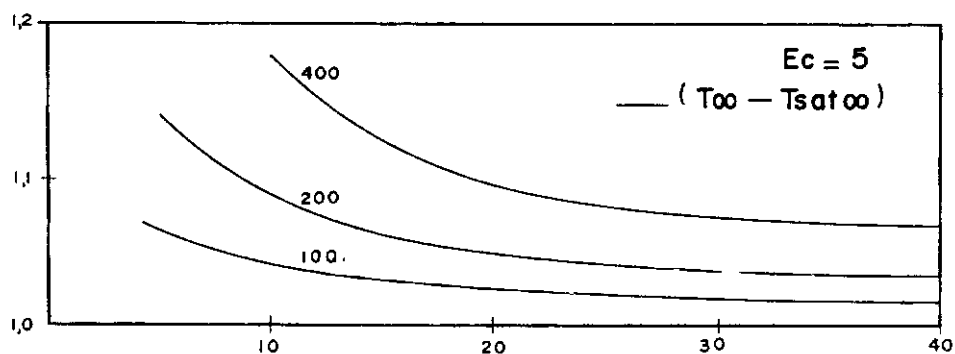
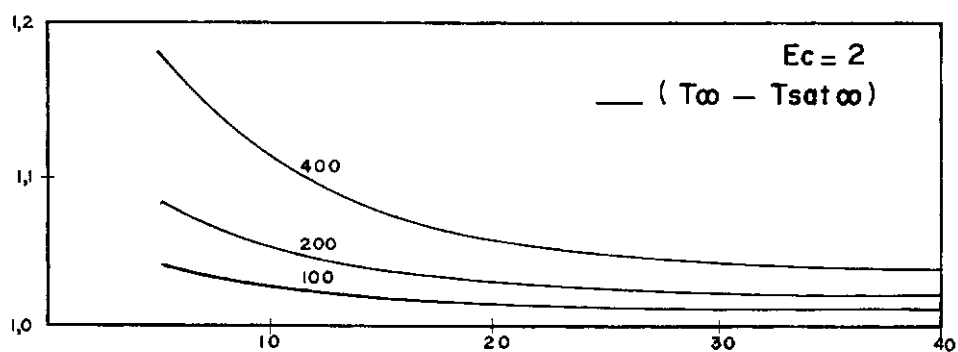
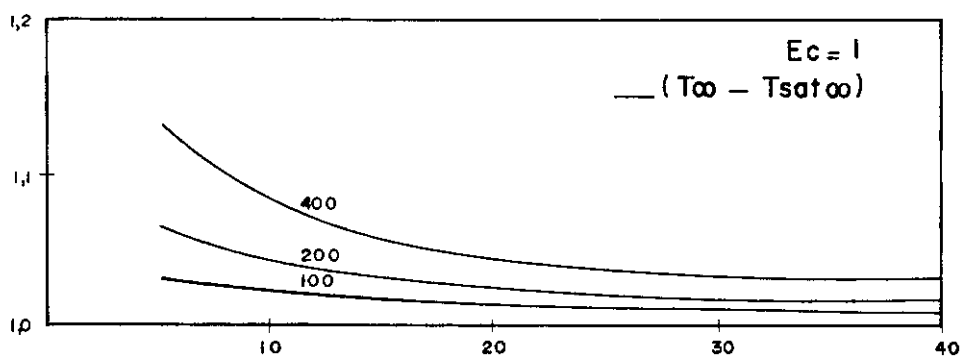
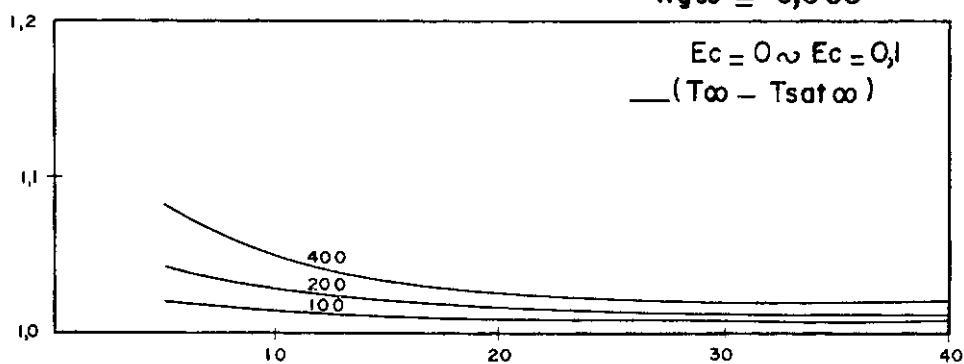


FIG. 13 — VARIACION DE q/q^*

$$W_{\infty} = 0,005$$



$$T_{sat\infty} - T_w$$

FIG.14 — VARIACION DE q/q^*

$$Wg\omega = 0,02$$

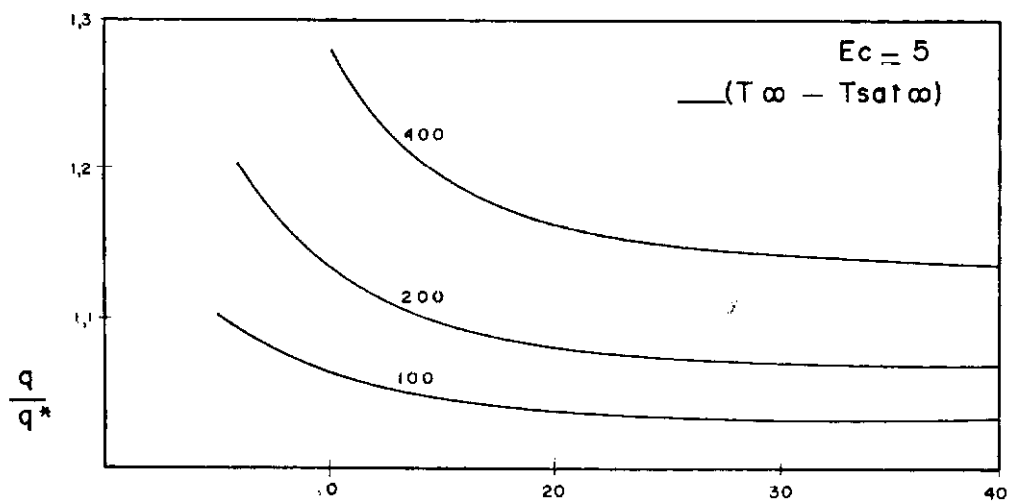
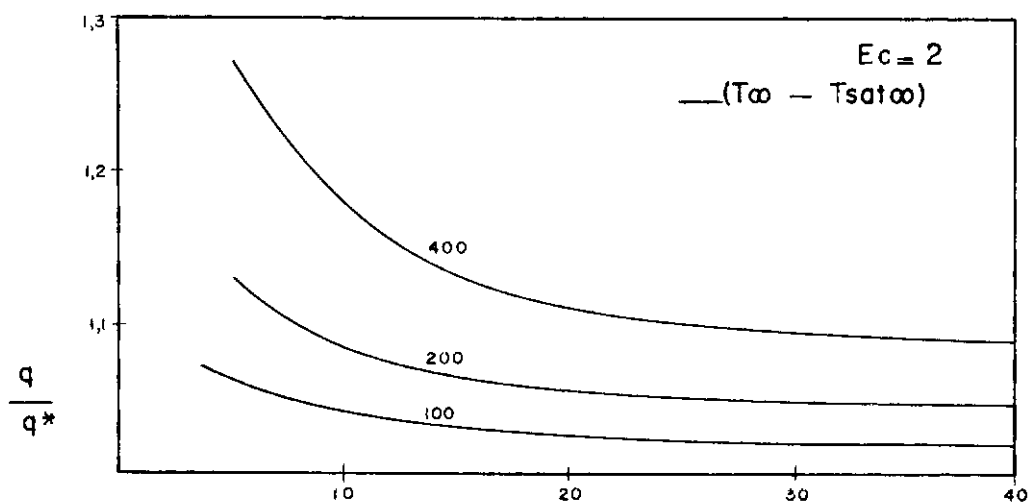
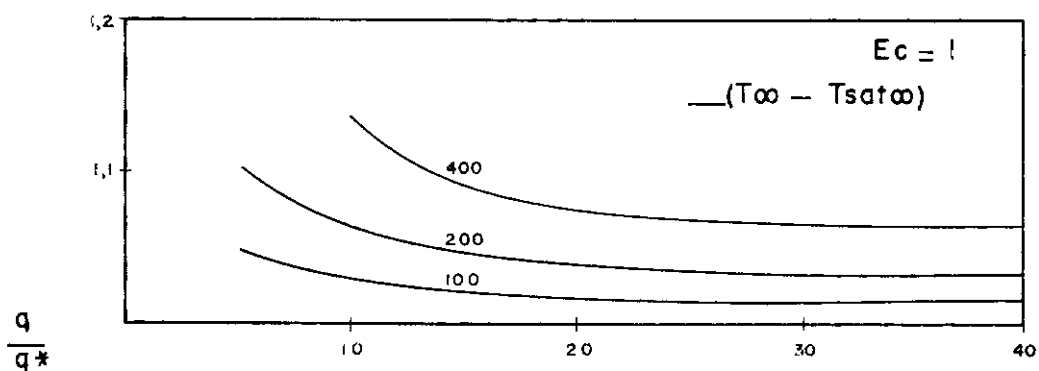
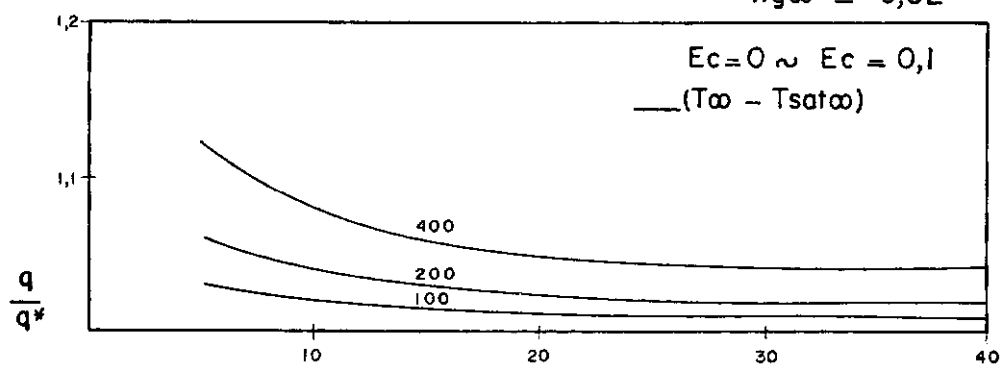

 $Tsat\omega - Tw$

FIG.15 — VARIACION DE q/q^*

$$Wg\omega = 0,05$$

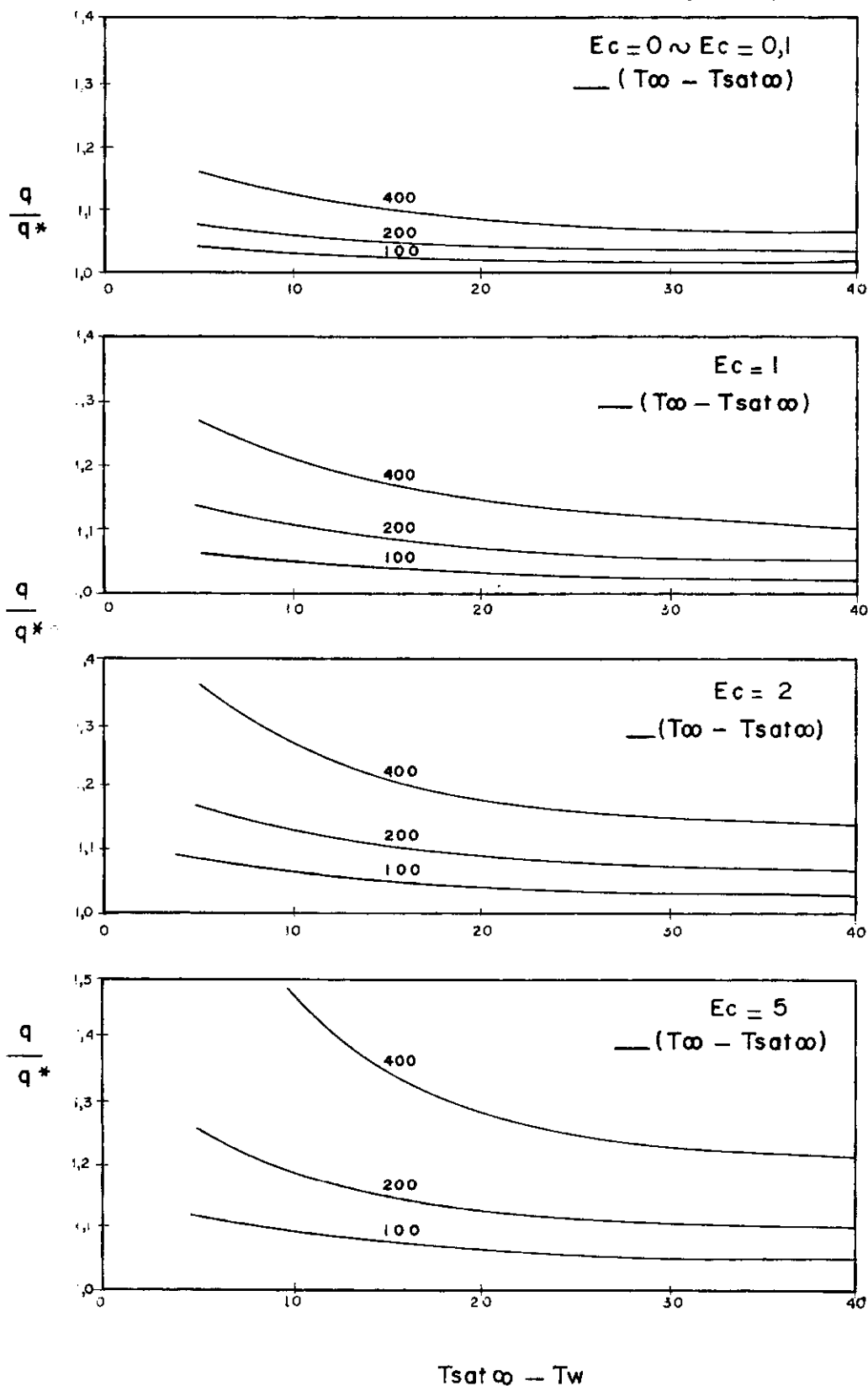


FIG.16 — VARIACION DE q/q^*

$$Wg\infty = 0,1$$

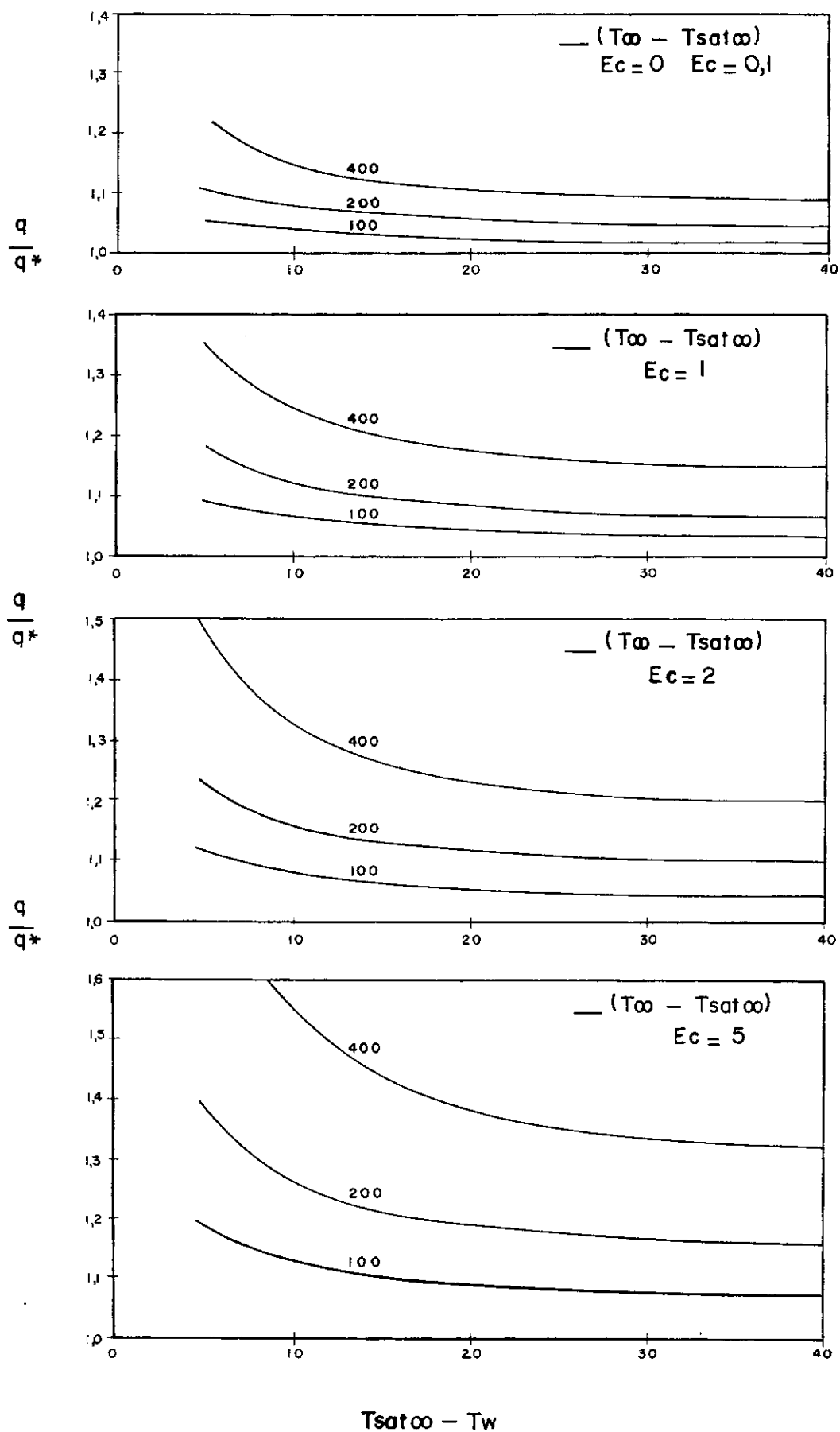
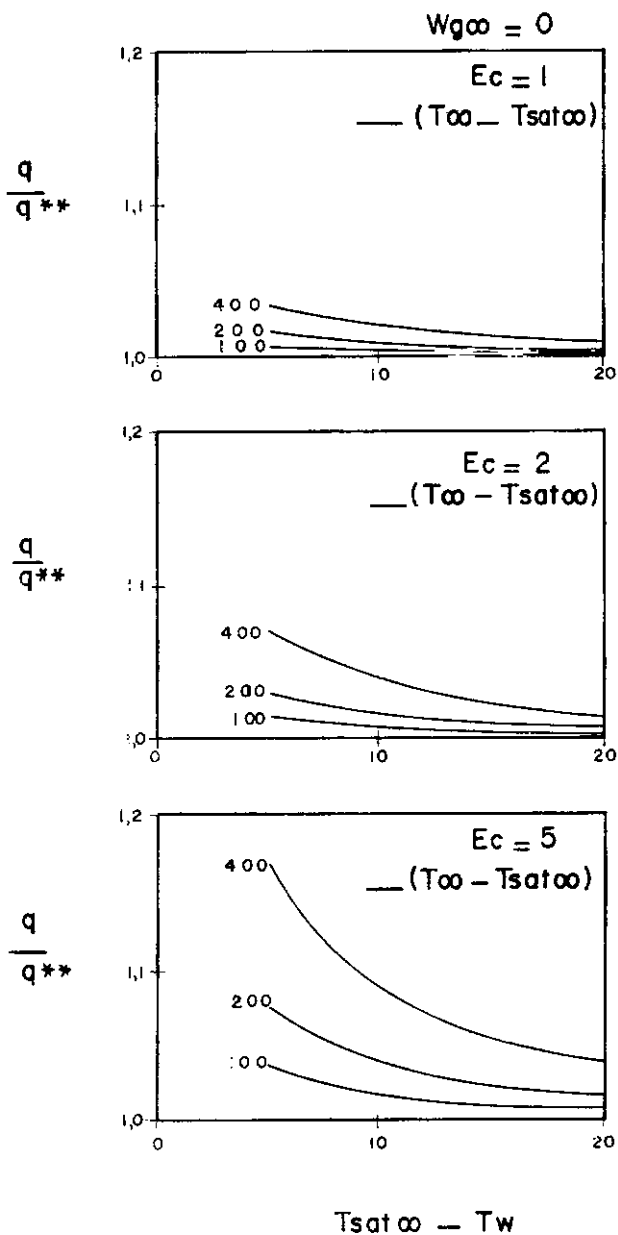
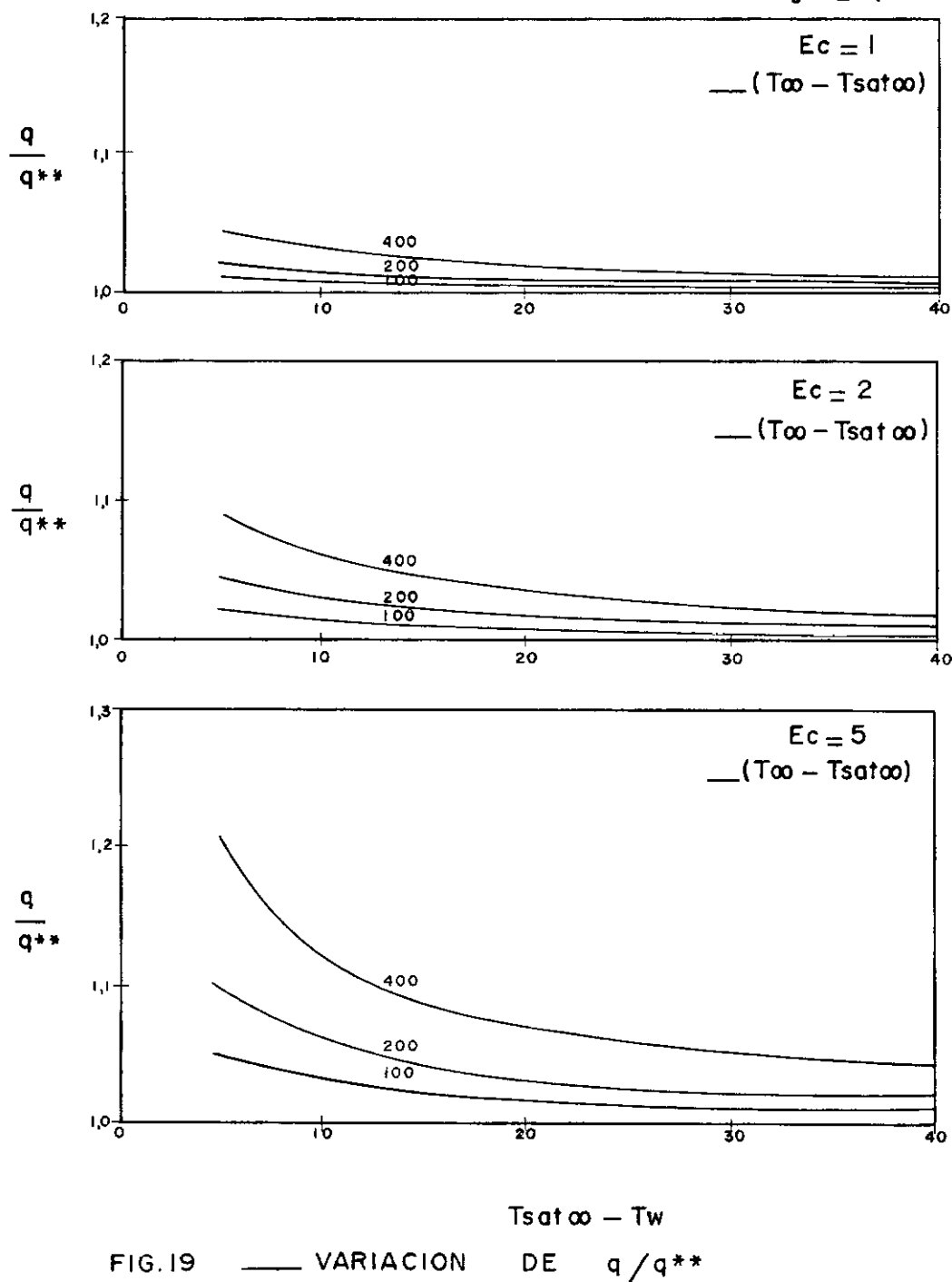


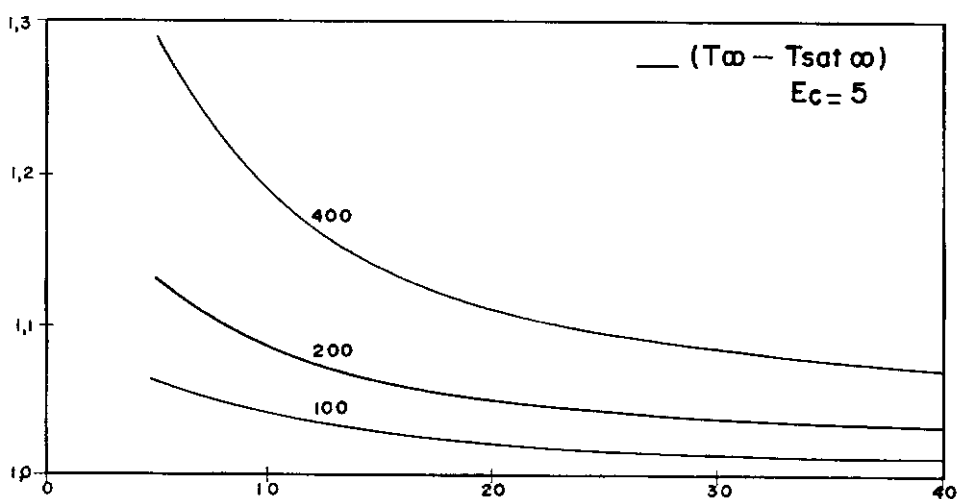
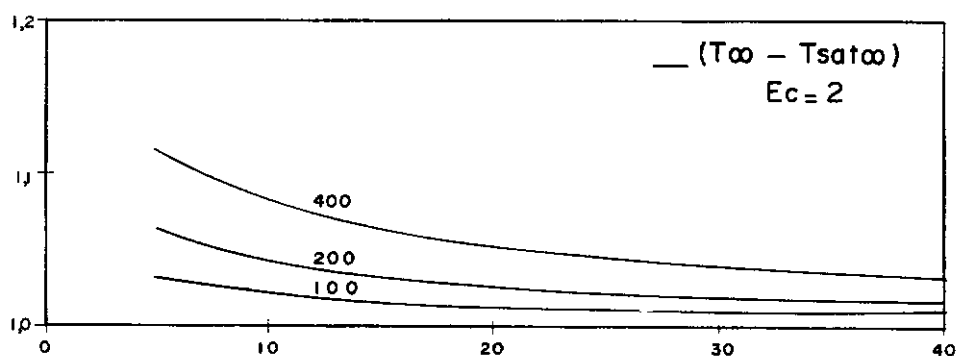
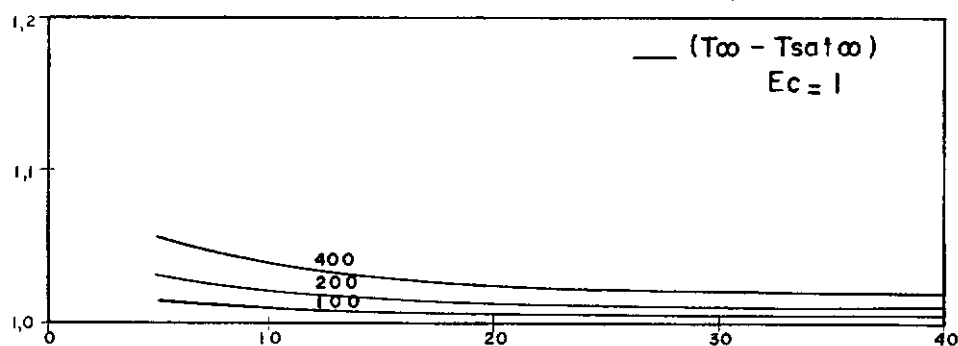
FIG.17 — VARIACION DE q/q^*

FIG.18 — VARIACION DE q/q^{**}

$$Wg\infty = 0,005$$



$$Wg\omega = 0,02$$



$$T_{sat\infty} - T_w$$

FIG. 20 — VARIACION DE q/q^{**}

$$Wg\omega = 0,05$$

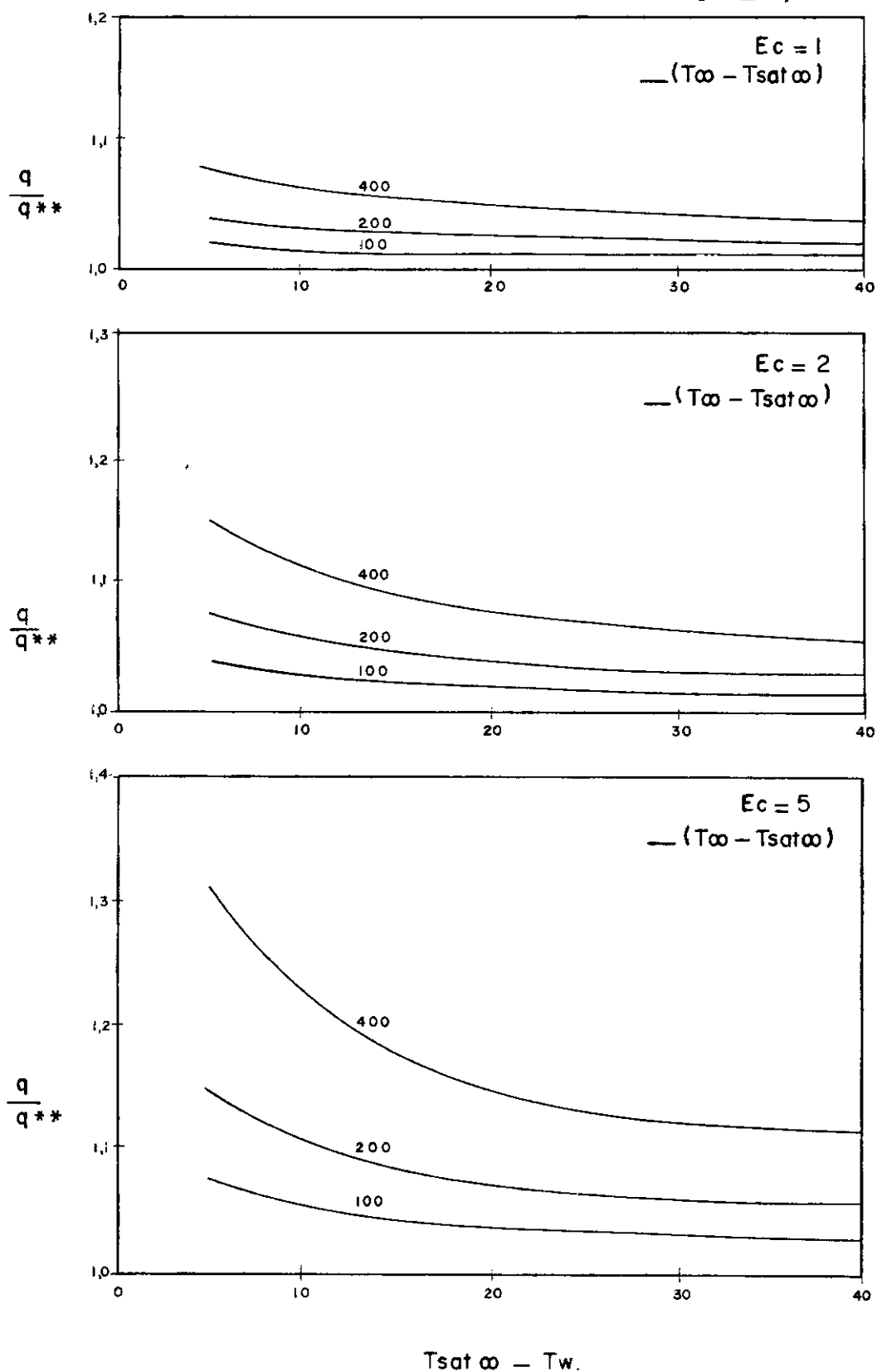


FIG. 21 — VARIACION DE q/q^{**}

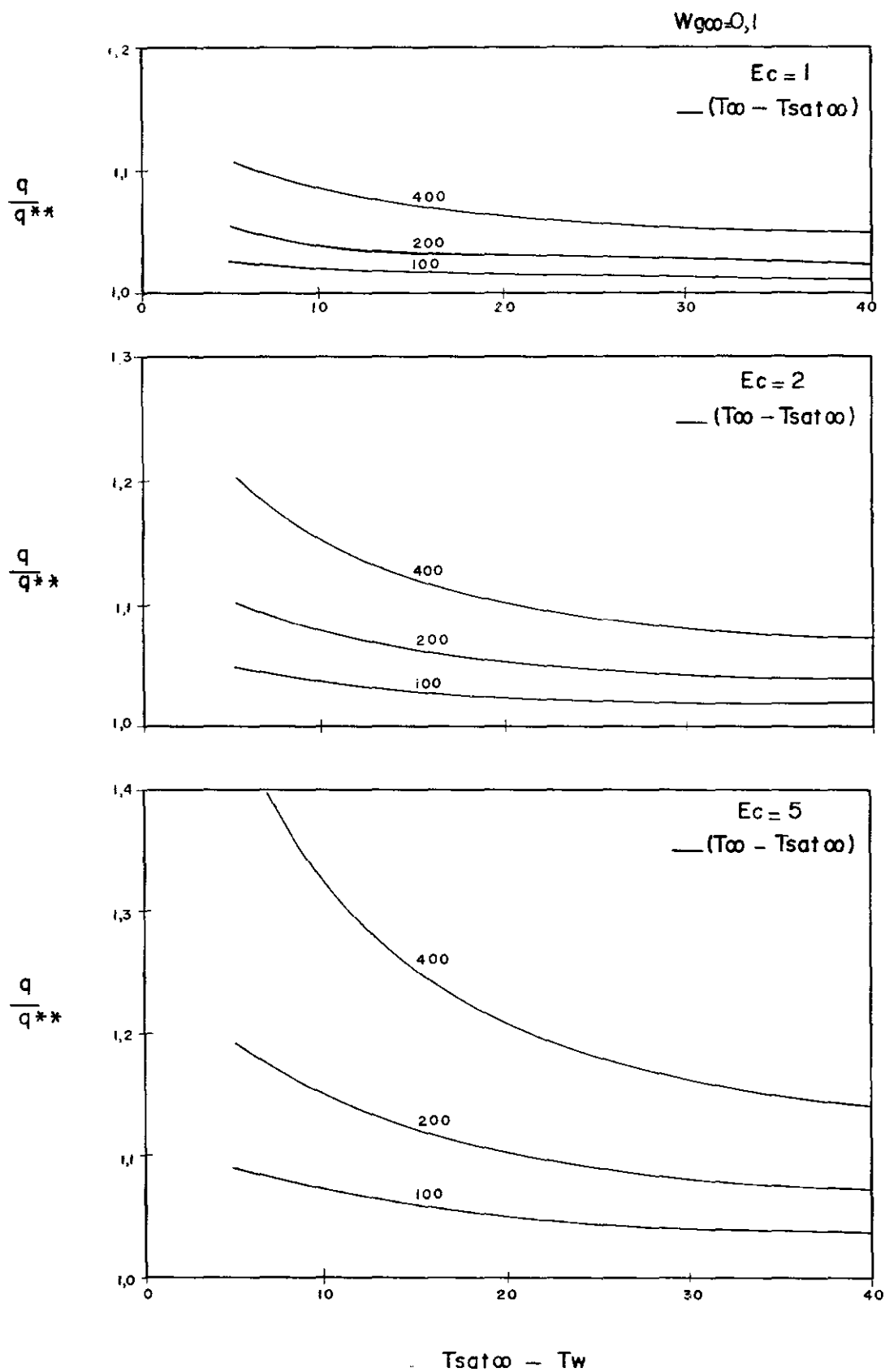


FIG 22 — VARIACION DE q/q^{**}

T A B L A S

TABLA I

Valores de: P_{λ_m} , R , C_{P_m} , \bar{P}_{λ_m}

Ti	$W_{g\infty}$	P_{λ_m}	R	C_{P_m}	\bar{P}_{λ_m}
170.	0.005	0.775	159.6	0.311	0.936
	0.02	0.774	158.5	0.31	0.93
	0.05	0.772	156.3	0.308	0.921
	0.1	0.771	152.5	0.306	0.908
175.	0.005	0.790	159.8	0.321	0.943
	0.02	0.788	158.7	0.32	0.937
	0.05	0.786	156.6	0.318	0.928
	0.1	0.784	152.9	0.315	0.915
180.	0.005	0.808	160.4	0.334	0.952
	0.02	0.806	159.3	0.332	0.946
	0.05	0.802	157.2	0.33	0.936
	0.1	0.799	153.5	0.326	0.922
185.	0.005	0.831	161.7	0.349	0.964
	0.02	0.828	160.5	0.347	0.957
	0.05	0.824	158.3	0.334	0.947
	0.1	0.818	154.5	0.339	0.931
190.	0.005	0.858	164.	0.366	0.977
	0.02	0.854	162.4	0.364	0.97
	0.05	0.849	160.1	0.361	0.959
	0.1	0.841	155.8	0.356	0.943

-sigue-

Ti	Wg_{∞}	P_{h_m}	R	C_{P_m}	\overline{P}_{h_m}
195.	0.005	0.892	167.3	0.387	0.994
	0.02	0.888	165.5	0.385	0.987
	0.05	0.88	162.7	0.382	0.975
	0.1	0.871	158.	0.375	0.958
200.	0.005	0.936	171.5	0.411	1.016
	0.02	0.93	169.5	0.409	1.008
	0.05	0.921	166.5	0.405	0.995
	0.1	0.908	161.2	0.397	0.976
205.	0.005	0.99	176.1	0.441	1.043
	0.02	0.984	174.	0.439	1.035
	0.05	0.974	171.	0.433	1.022
	0.1	0.953	165.1	0.424	1.
210.	0.005	1.064	181.1	0.48	1.08
	0.02	1.056	179.1	0.476	1.071
	0.05	1.041	176.1	0.469	1.055
	0.1	1.018	170.1	0.458	1.031
210.333	0.005	1.07	181.4	0.484	1.083
	0.02	1.060	179.4	0.481	1.073
	0.05	1.046	176.4	0.472	1.058
	0.1	1.022	170.4	0.46	1.034
210.66	0.005	1.074	181.8	0.487	1.085
	0.02	1.066	179.8	0.484	1.076
	0.05	1.052	176.8	0.475	1.061
	0.1	1.026	170.8	0.463	1.036
211.	0.005	1.078	182.2	0.49	1.087
	0.02	1.072	180.2	0.487	1.079
	0.05	1.056	177.2	0.479	1.063
	0.1	1.032	171.2	0.466	1.039

Tabla 1 (continuación)

Ti	Wg_{∞}	Pr_m	R	C_{Pm}	\overline{Pr}_m
211.33	0.005	1.084	182.6	0.493	1.09
	0.02	1.078	180.5	0.49	1.082
	0.05	1.062	177.6	0.482	1.066
	0.1	1.036	171.5	0.469	1.041
211.66	0.005	1.092	182.8	0.496	1.094
	0.02	1.082	180.8	0.493	1.084
	0.05	1.066	177.8	0.486	1.068
	0.1	1.042	171.8	0.472	1.044
212.	0.005	1.096	182.2	0.499	1.096
	0.02	1.086	181.2	0.496	1.086
	0.05	1.07	178.2	0.489	1.07
	0.1	1.045	172.1	0.475	1.045

TABLA II

Ti	P_{r_ℓ}	h_{fg}	P_{vi}
170.	2.33	996.3	5.992
175	2.24	993.3	6.715
180	2.16	990.2	7.51
185	2.09	987.2	8.383
190.	2.03	984.1	9.339
195.	1.965	981.	10.385
200.	1.9	977.9	11.526
205.	1.84	973.5	12.78
210.	1.78	971.6	14.123
210.33	1.776	971.4	14.218
210.66	1.772	971.2	14.314
211.	1.768	971.	14.41
211.33	1.763	970.7	14.505
211.66	1.758	970.5	14.6
212.	1.754	970.3	14.696

TABLA III

Valores de $f'(\eta_\delta)$ y $g(0)$

$Ti \backslash W_\infty$		0.005	0.02	0.05	0.1
170.	$f'(\eta_\delta)$	0.088487	0.044257	0.027523	0.018873
	$g(0)$	14.7718	7.1360	4.3	2.8157
175.	$f'(\eta_\delta)$	0.085615	0.042773	0.026546	0.018157
	$g(0)$	14.2865	6.8976	4.1491	2.7088
180.	$f'(\eta_\delta)$	0.082	0.040911	0.025344	0.017293
	$g(0)$	13.7067	6.6126	3.9686	2.5811
185.	$f'(\eta_\delta)$	0.077386	0.038557	0.023843	0.016229
	$g(0)$	13.0047	6.2671	3.7498	2.4264
190.	$f'(\eta_\delta)$	0.071477	0.035608	0.021959	0.014934
	$g(0)$	12.1409	5.8415	3.4798	2.2360
195.	$f'(\eta_\delta)$	0.064056	0.031830	0.019593	0.013285
	$g(0)$	11.0509	5.3024	3.1375	1.9952
200.	$f'(\eta_\delta)$	0.054720	0.027063	0.016551	0.011179
	$g(0)$	9.6225	4.5920	2.6855	1.6789
205.	$f'(\eta_\delta)$	0.042369	0.020724	0.012499	0.008390
	$g(0)$	7.5875	3.5707	2.0348	1.2300
210.	$f'(\eta_\delta)$	0.022750	0.010672	0.006281	0.004234
	$g(0)$	4.1031	1.7944	0.9255	0.5065
212.	$f'(\eta_\delta)$	0.0	0.0	0.0	0.0
	$g(0)$	0.0	0.0	0.0	0.0

TABLA IV

Valores de η_δ , ξ_v , ξ_d

$g(0)$	η_δ	ξ_v	ξ_d
14.7718	2.0919	0.2700	0.4888
14.2865	2.0885	0.2792	0.5052
13.7067	2.0841	0.2909	0.5262
13.0047	2.0785	0.3065	0.5541
12.1409	2.0714	0.3281	0.5928
11.0509	2.0624	0.3602	0.6499
9.6225	2.0507	0.4131	0.7436
7.5875	2.0338	0.5221	0.9343
7.1360	2.0346	0.5544	0.9902
6.8975	2.0322	0.5731	1.0225
6.6126	2.0293	0.5973	1.0639
6.2671	2.0254	0.6293	1.1186
5.8414	2.0203	0.6738	1.1940
5.3024	2.0131	0.7399	1.3047
4.5920	2.0021	0.8492	1.4844
4.3000	1.9991	0.9038	1.5724
4.1491	1.9961	0.9348	1.6219
4.1031	1.9917	0.9448	1.6378
3.7498	1.9870	1.0278	1.7681
3.5707	1.9804	1.0756	1.8420
3.4798	1.9796	1.1014	1.8815
3.1375	1.9684	1.2107	2.0459
2.8157	1.9566	1.3339	2.2256
2.7087	1.9514	1.3803	2.2918
2.6855	1.9489	1.3910	2.3069
2.5810	1.9446	1.4398	2.3755
2.4264	1.9354	1.5186	2.4843
2.2360	1.9220	1.6274	2.6309
2.0347	1.9039	1.7592	2.8030
1.9951	1.9009	1.7871	2.8387
1.7944	1.8777	1.9438	3.0346
1.6789	1.8633	2.0448	3.1568
1.2300	1.7758	2.5424	3.7186
0.9255	1.6735	3.0069	4.1912
0.5065	1.4066	3.8894	4.9839
0.3610	1.2452	4.2799	5.2989
0.2806	1.1275	4.5171	5.4808
0.1950	0.9675	4.7870	5.6800
0.1024	0.7234	5.1006	5.9010

TABLA VValores de W_{gi}

<div> $W_{g\infty}$ P </div> <div> T_i </div>	0.005 14.7419	0.02 14.8824	0.05 15.1769	0.1 15.7112
170.	0.7013	0.7047	0.7114	0.7229
175.	0.6578	0.6617	0.6696	0.6830
180.	0.6076	0.6122	0.6215	0.6372
185.	0.5495	0.5549	0.5658	0.5843
190.	0.4820	0.4884	0.5013	0.5232
195.	0.4029	0.4105	0.4260	0.4520
200.	0.3097	0.3189	0.3375	0.3687
205.	0.1980	0.2092	0.2317	0.2694
210.	0.06584	0.0796	0.1071	0.1531
212.	0.005	0.02	0.05	0.1

TABLA VI

Valores de ξ_t

Ti	$\begin{matrix} Wg^\infty \\ \cdot Ec \end{matrix}$	0.005	0.02	0.05	0.1
170	0.	0.2889	0.6017	0.9774	1.4549
	0.1	0.2733	0.5678	0.9223	1.3762
	1	0.1877	0.3802	0.6149	0.9218
	2	0.1446	0.2899	0.4674	0.6985
175	0.	0.2959	0.6109	1.0035	1.4944
	0.1	0.2804	0.5764	0.9469	1.4138
	1	0.1923	0.3862	0.6315	0.9479
	2	0.1482	0.2949	0.4803	0.7187
180	0.	0.3055	0.6306	1.0376	1.5473
	0.1	0.2893	0.5949	0.9791	1.4643
	1	0.1981	0.3985	0.6533	0.9831
	2	0.1527	0.3045	0.4971	0.7456
185	0	0.3179	0.6569	1.0817	1.6168
	0.1	0.3009	0.6196	1.0209	1.5308
	1	0.2057	0.4149	0.6816	1.0294
	2	0.1586	0.3173	0.5191	0.7812
190	0.	0.3358	0.6941	1.1452	1.7118
	0.1	0.3137	0.6546	1.0810	1.6217
	1	0.2167	0.4382	0.7224	1.0933
	2	0.1670	0.3353	0.5505	0.8303
195	0	0.3624	0.7494	1.2393	1.8526
	0.1	0.3425	0.7066	1.1701	1.7570
	1	0.2329	0.4729	0.7831	1.1890
	2	0.1796	0.3622	0.5973	0.9035
	5.	0.1010	0.2002	0.3818	0.5883

-sigue-

Tabla VI - (continuaci3n)

Ti	Wg^{∞} E_c	0.005	0.02	0.05	0.1
200	0	0.4067	0.8428	1.3973	2.0850
	0.1	0.3840	0.7945	1.3204	1.981
	1	0.2603	0.5318	0.8861	1.3497
	2	0.2008	0.4077	0.6764	1.0261
	5	0.1333	0.2693	0.4439	0.6673
205	0	0.5009	1.0415	1.7270	2.54
	0.1	0.4724	0.4822	1.6355	2.4225
	1	0.3188	0.6582	1.1051	1.6777
	2	0.2460	0.5049	0.8438	1.2755
	5	0.1636	0.3338	0.5532	0.8259
210	0	0.8781	1.8369	2.9028	3.8267
	0.1	0.8275	1.7406	2.7771	3.6918
	1.	0.5559	1.1804	1.9458	2.6978
	2	0.4284	0.9034	1.4809	2.0553
	5	0.2848	0.5938	0.9563	1.3035
212	0	5.38	5.38	5.38	5.38
	0.1	5.2568	5.2568	5.2568	5.2568
	1	4.1448	4.1448	4.1448	4.1448
	2	3.8621	3.8621	3.8621	3.8621
	5	2.9100	2.9100	2.9100	2.9100

TABLA VII

Valores de T_w

Ti	$T_{\infty}-T_{sat\infty}$ Ec	$Wg_{\infty} = 0.005$				$Wg_{\infty} = 0.02$			
		0	100	200	400	0	100	200	400
205	0.	126.25	122.47	118.69	111.13	168.47	166.68	164.88	161.3
	0.1	126.23	122.22	118.22	110.20	168.45	166.56	164.66	160.86
	1	126.1	120.16	114.22	102.35	168.4	165.56	162.72	157.04
	2	125.97	118.28	110.58	95.19	168.34	164.64	160.94	153.54
	5	125.7	114.13	102.56	79.42	168.21	162.61	157.01	145.82
210	0	170.94	168.92	166.91	162.89	193.71	192.8	191.88	190.05
	0.1	170.93	168.8	166.66	162.39	193.71	192.74	191.78	189.84
	1	170.91	167.73	164.57	158.2	193.7	192.27	190.85	188.
	2	170.84	166.77	162.65	154.4	193.69	191.83	189.97	186.24
	5	170.85	164.65	158.45	146.05	143.67	190.84	188.	182.34
210.33	0	175.21	173.38	171.55	167.9	196.1	195.26	194.43	142.77
	0.1	175.2	173.27	171.33	167.44	196.09	195.21	194.34	192.60
	1	175.19	172.2	169.92	163.64	196.08	194.8	193.51	190.95
	2	175.18	171.43	167.68	160.18	196.08	194.4	192.72	189.36
	5	175.15	169.5	163.86	152.58	196.06	193.5	190.94	185.82
210.66	0	179.96	178.34	176.72	173.48	198.7	197.98	197.25	195.79
	0.1	179.96	178.29	176.52	173.09	198.7	197.93	197.17	195.64
	1	179.95	177.39	174.83	169.72	198.7	197.58	196.46	194.23
	2	179.94	176.62	173.3	166.65	198.69	197.23	195.76	192.84
	5	179.92	174.91	169.91	159.91	198.68	196.44	194.21	189.73

-sigue-

Tabla VII - (continuación)

Ti	Ec	$T_{\infty} - T_{sat\infty}$	$Wg_{\infty} = 0.005$				$Wg_{\infty} = 0.02$			
			0	100	200	400	0	100	200	400
211.	0		185.31	183.93	182.55	179.8	201.58	200.97	200.36	199.13
	0.1		185.31	183.85	182.38	179.45	201.58	200.94	200.29	199.06
	1		185.3	183.13	180.95	176.60	201.58	200.65	199.72	197.86
	2		185.3	182.47	179.64	173.98	201.58	200.36	199.14	196.7
	5		185.29	181.01	176.75	168.21	201.57	199.7	197.82	194.07
211.33	0		191.58	190.48	189.38	187.18	204.8	204.31	203.83	202.86
	0.1		191.58	190.41	189.25	186.93	204.8	204.29	203.79	202.78
	1		191.58	189.85	188.13	184.68	204.8	204.08	203.36	201.92
	2		191.57	189.33	187.08	182.6	204.79	203.85	202.9	201.02
	5		191.56	188.17	184.77	177.99	204.79	203.33	201.86	198.94
211.66	0		199.66	198.93	198.19	196.72	208.46	208.14	207.81	207.16
	0.1		199.66	198.88	198.11	196.56	208.46	208.12	207.78	207.11
	1		199.66	198.52	197.39	195.13	208.46	208.	207.53	206.6
	2		199.66	198.18	196.70	193.74	208.46	207.85	207.24	206.02
	5		199.66	197.4	195.14	190.62	208.46	207.5	206.54	204.61

Valores de T_w

TABLA VII

T_i	$T_\infty - T_{sat\infty}$ E_c	$Wg_\infty = 0.05$				$Wg_\infty = 0.1$			
		0	100	200	400	0	100	200	400
195	0					171.67	170.6	169.48	167.5
	0.1					171.57	170.51	169.35	167.03
	1					171.57	169.86	168.15	164.72
	2					171.48	169.23	166.97	162.47
	5					171.27	167.81	164.35	157.43
200	0	170.63	169.22	167.81	165.	181.86	180.94	180.	178.15
	0.1	170.62	169.13	167.65	164.69	181.85	180.88	179.91	177.97
	1	170.53	168.32	166.11	161.7	181.8	180.38	178.95	176.1
	2	170.45	167.55	164.66	158.88	181.74	179.87	178.	174.26
	5	170.26	165.86	161.45	152.64	181.62	178.75	175.87	170.11
205	0	184.63	183.58	182.52	180.41	193.1	192.4	191.71	190.32
	0.1	184.63	183.52	182.40	180.17	193.1	192.37	191.64	190.19
	1	184.59	182.94	181.29	178.	193.08	192.03	191.	188.88
	2	184.56	182.4	180.24	175.92	193.05	191.67	190.29	187.53
	5	184.49	181.18	177.89	171.31	193.	190.87	188.73	184.47
210	0	202.38	201.86	201.33	200.28	206.37	206.02	205.68	205.
	0.1	202.38	201.83	201.28	200.18	206.37	206.01	205.65	204.93
	1	202.38	201.6	200.81	199.24	206.37	205.88	205.38	204.4
	2	202.37	201.34	200.31	198.25	206.36	205.72	205.07	203.78
	5	202.36	200.77	199.17	195.99	206.36	205.34	204.32	202.29

-sigue-

Tabla VII - (continuación)

		$Wg_{\infty} = 0.05$				$Wg_{\infty} = 0.1$			
T_i	$T_{\infty} - T_{sat\infty}$ E_c	0	100	200	400	0	100	200	400
210.33	0	203.91	203.44	202.96	202.02	207.38	207.06	206.75	206.12
	0.1	203.91	203.42	202.93	201.94	207.38	207.05	206.73	206.08
	1	203.91	203.21	202.51	201.11	207.38	206.94	206.5	205.62
	2	203.9	203	202.07	200.15	207.37	206.8	206.22	205.07
	5	203.9	202.47	201.04	198.19	207.37	206.45	205.54	203.72
210.66	0	205.53	205.11	204.7	203.87	208.4	208.12	207.84	207.3
	0.1	205.53	205.10	204.66	203.8	208.4	208.11	207.82	207.25
	1	205.53	204.92	204.32	203.1	208.4	208.01	207.62	206.86
	2	205.53	204.73	203.93	202.34	208.39	207.89	207.38	206.38
	5	205.52	204.28	203.03	200.54	208.39	207.59	206.79	205.19
211.	0	207.22	206.87	206.51	205.8	209.41	209.17	208.93	208.46
	0.1	207.22	206.85	206.48	205.75	209.41	209.16	208.92	208.43
	1	207.22	206.71	206.20	205.19	209.41	209.08	208.76	208.11
	2	207.22	206.55	205.88	204.55	209.41	208.98	208.56	207.71
	5	207.22	206.16	205.12	203.03	209.41	208.73	208.05	206.7

Valores de q/q^*

$$Wg^\infty = 0$$

E_c	$T_\infty - T_{sat}$	$T_{sat} - T_w$	5	10	15	20	30	40
0. y 0.1	100		1.0168	1.0096	1.0062	1.0041		
	200		1.0356	1.0194	1.0121	1.0089		
	400		1.0753	1.04	1.0254	1.0179		
1.	100		1.0255	1.0147	1.0094	1.0068		
	200		1.053	1.03	1.0193	1.0136		
	400		1.111	1.0618	1.04	1.028		
2	100		1.0336	1.0194	1.0127	1.0089		
	200		1.070	1.0395	1.026	1.0169		
	400		1.15	1.0824	1.0535	1.0376		
5	100		1.0544	1.03	1.0193	1.0136		
	200		1.115	1.062	1.04	1.028		
	400		1.26	1.133	1.0858	1.06		

TABLA VIII

Valores de q/q^*

$$Wg_{\infty} = 0.005$$

Ec	$T_{sat\infty} - T_w$	5	10	15	20	30	40
	$T_{\infty} - T_{sat\infty}$						
0 y 0.1	100	1.019	1.0123	1.008	1.006	1.0054	1.005
	200	1.04	1.0248	1.0162	1.012	1.010	1.0095
	400	1.082	1.051	1.032	1.0238	1.02	1.0198
1	100	1.029	1.019	1.0148	1.011	1.0093	1.0085
	200	1.064	1.042	1.03	1.022	1.018	1.016
	400	1.133	1.085	1.060	1.042	1.035	1.031
2	100	1.042	1.0244	1.018	1.015	1.0105	1.01
	200	1.085	1.05	1.037	1.03	1.021	1.02
	400	1.18	1.112	1.076	1.06	1.04	1.039
5	100	1.064	1.04	1.030	1.022	1.018	1.016
	200	1.14	1.086	1.060	1.045	1.036	1.032
	400	1.31	1.18	1.122	1.09	1.071	1.063

TABLA VIII

Valores de q/q^*

$$Wg^\infty = 0.02$$

E_c	$T^\infty - T_{sat}^\infty$	5	10	15	20	30	40
	$T_{sat}^\infty - T_w$						
0 y 0.1	100	1.029	1.019	1.014	1.012	1.011	1.01
	200	1.059	1.039	1.028	1.025	1.022	1.019
	400	1.12	1.08	1.056	1.050	1.045	1.04
1	100	1.047	1.031	1.022	1.019	1.018	1.017
	200	1.098	1.064	1.044	1.038	1.036	1.034
	400	1.22	1.132	1.09	1.078	1.070	1.067
2	100	1.06	1.041	1.03	1.025	1.024	1.023
	200	1.124	1.084	1.06	1.05	1.097	1.045
	400	1.27	1.168	1.128	1.1	1.093	1.089
5	100	1.098	1.064	1.044	1.038	1.036	1.034
	200	1.226	1.134	1.09	1.078	1.072	1.067
	400	1.46	1.28	1.188	1.16	1.148	1.134

TABLA VIII

94.

Valores de q/q^*

$$Wg^\infty = 0.05$$

Ec	$T^\infty - Tsat^\infty$	5	10	15	20	30	40
	$Tsat^\infty - Tw$						
0 y 0.1	100	1.036	1.029	1.024	1.02	1.018	1.017
	200	1.073	1.059	1.048	1.04	1.035	1.033
	400	1.15	1.12	1.098	1.08	1.07	1.065
1	100	1.059	1.048	1.039	1.034	1.029	1.027
	200	1.128	1.098	1.08	1.068	1.058	1.054
	400	1.27	1.21	1.171	1.138	1.119	1.107
2	100	1.08	1.065	1.053	1.044	1.039	1.036
	200	1.165	1.132	1.107	1.088	1.076	1.07
	400	1.36	1.268	1.217	1.177	1.152	1.14
5	100	1.12	1.096	1.08	1.068	1.058	1.054
	200	1.26	1.2	1.168	1.138	1.116	1.108
	400	1.57	1.48	1.34	1.27	1.24	1.216

TABLA VIII

Valores de q/q^*

$$Wg_{\infty} = 0.1$$

Ec	$T_{\infty}-T_{sat\infty}$	5	10	15	20	30	40
	$T_{sat\infty}-T_w$						
0 y 0.1	100	1.05	1.035	1.03	1.027	1.025	1.023
	200	1.103	1.073	1.062	1.054	1.05	1.046
	400	1.22	1.15	1.124	1.108	1.1	1.091
1	100	1.085	1.058	1.05	1.045	1.041	1.038
	200	1.173	1.116	1.1	1.089	1.082	1.076
	400	1.35	1.234	1.21	1.178	1.164	1.151
2	100	1.115	1.078	1.066	1.06	1.055	1.051
	200	1.23	1.16	1.132	1.12	1.11	1.1
	400	1.48	1.326	1.266	1.24	1.22	1.2
5	100	1.19	1.124	1.107	1.093	1.085	1.08
	200	1.4	1.25	1.215	1.186	1.17	1.16
	400	1.82	1.52	1.44	1.38	1.34	1.32

TABLA IX

Valores de q/q^{**}

$$Wg_{\infty} = 0$$

Ec	$T_{\infty}-Ts_{at\infty}$	5	10	15	20	30	40
	$T_{sat\infty}-T_w$						
1	100	1.008	1.005	1.003	1.002		
	200	1.0167	1.01	1.007	1.0047		
	400	1.033	1.021	1.014	1.01		
2	100	1.016	1.0097	1.0064	1.0047		
	200	1.033	1.0198	1.0136	1.009		
	400	1.0696	1.04	1.027	1.0193		
5	100	1.037	1.02	1.013	1.009		
	200	1.077	1.042	1.027	1.019		
	400	1.17	1.089	1.059	1.041		

TABLA IX

Valores de q/q^{**}

$$Wg^{\infty} = 0.005$$

Ec	$\frac{T^{\infty}-T_{sat}^{\infty}}{T_{sat}^{\infty}-T_w}$	5	10	15	20	30	40
1	100	1.01	1.0075	1.0055	1.0045	1.0035	1.0025
	200	1.02	1.0152	1.011	1.009	1.0068	1.0047
	400	1.042	1.031	1.022	1.018	1.0132	1.0091
2	100	1.02	1.015	1.011	1.0093	1.0069	1.0048
	200	1.0405	1.03	1.022	1.0186	1.0137	1.0095
	400	1.085	1.062	1.044	1.0371	1.027	1.0185
5	100	1.044	1.029	1.022	1.0181	1.013	1.009
	200	1.096	1.0586	1.0442	1.0364	1.026	1.0178
	400	1.22	1.1172	1.0884	1.072	1.051	1.034

TABLA IX

Valores de q/q^{**}

$$Wg_{\infty} = 0.02$$

E_c	$T_{\infty}-T_{sat\infty}$	5	10	15	20	30	40
	$T_{sat\infty}-T_w$						
1	100	1.013	1.009	1.007	1.006	1.005	1.0041
	200	1.027	1.0182	1.0141	1.012	1.0095	1.0076
	400	1.057	1.0368	1.0284	1.024	1.018	1.0136
2	100	1.028	1.019	1.015	1.013	1.01	1.008
	200	1.058	1.039	1.03	1.026	1.02	1.016
	400	1.12	1.08	1.062	1.052	1.04	1.031
5	100	1.06	1.041	1.031	1.027	1.021	1.017
	200	1.13	1.083	1.063	1.055	1.042	1.034
	400	1.29	1.180	1.136	1.12	1.086	1.068

TABLA IXValores de q/q^{**}

$$Wg_{\infty} = 0.05$$

Ec	$T_{\infty}-T_{sat\infty}$	5	10	15	20	30	40
	$T_{sat\infty}-T_w$						
1	100	1.018	1.015	1.0135	1.012	1.011	1.01
	200	1.038	1.031	1.027	1.024	1.022	1.02
	400	1.078	1.063	1.054	1.048	1.041	1.039
2	100	1.036	1.028	1.023	1.02	1.017	1.015
	200	1.073	1.057	1.046	1.04	1.033	1.03
	400	1.147	1.116	1.093	1.08	1.065	1.056
5	100	1.072	1.055	1.042	1.036	1.033	1.030
	200	1.146	1.11	1.084	1.072	1.065	1.06
	400	1.36	1.24	1.176	1.146	1.13	1.118

TABLA IXValores de q/q^{**}

$$Wg_{\infty} = 0.1$$

Ec	$\frac{T_{\infty}-T_{sat\infty}}{T_{sat\infty}-T_w}$	5	10	15	20	30	40
1	100	1.024	1.02	1.017	1.015	1.014	1.013
	200	1.049	1.041	1.035	1.03	1.027	1.025
	400	1.11	1.083	1.07	1.06	1.053	1.047
2	100	1.042	1.035	1.03	1.026	1.022	1.019
	200	1.088	1.072	1.06	1.051	1.042	1.037
	400	1.20	1.148	1.12	1.10	1.08	1.073
5	100	1.09	1.072	1.061	1.05	1.04	1.036
	200	1.19	1.148	1.124	1.11	1.08	1.07
	400	1.49	1.32	1.25	1.21	1.06	1.14

SUGESTIONES

Para trabajos posteriores se considerarían las siguientes sugerencias que nos parecen importantes.

Hacer el mismo estudio para:

1. Hallar el efecto de la disipación viscosa en presiones bajas. Escoger $T_{sat} = 80^{\circ}F$. Se utilizaría el mismo programa del presente trabajo.
 2. Cuando haya gradiente de presión.
 3. Hallar si el método de solución es válido para superficies no planas.
- y
4. Hacer un estudio experimental para comprobar si los resultados teóricos corresponden en la realidad a resultados verdaderos.

APENDICES

APENDICE ANOMENCLATURA DEL PROGRAMA PARA EL COMPUTADOR

EC	=	E_c
TI	=	T_i
PRA	=	P_{λ_m}
ERE	=	R
CP	=	C_{p_m}
PRM	=	\overline{P}_{λ_m}
PRL	=	P_{λ_ℓ}
ENT	=	h_{fg}
PVI	=	P_{vi}
WIN	=	$W_{g\infty}$
TIN	=	T_∞
TSAT	=	$T_{sat\infty}$
TW	=	T_w
PTOT	=	P
EPS	=	$f'(\eta_\delta)$
ETA	=	η_δ
BET	=	$g(0)$
PSI	=	ξ_v
SIG	=	ξ_d
SIGMA	=	ξ_d
RAIZ	=	ξ_t
TAU	=	ξ_t

CPL	=	Cp_{ℓ}
WI	=	Wgi
PSA	=	$Psat^{\infty}$

APENDICE B

Programa para resolver el sistema de ecuaciones cuando $\xi_t < \xi_v$

```
//GLADIS JOB (A63,398),MSGLEVEL=1,CLASS=A,TIME=3
```

```
//STET1 EXEC FORTNCE
```

```
//FORT.SYSIN DD *
```

```

    DIMENSION XCOF(5),COF(5),ROOTR(4),ROOTI(4)
    REAL NAB
    CH=1.-18./28.95
    PSA=14.696
    CPL=1.0
    DO 18 IN=1,40
    READ(8,10)TI,PRA,ERE,CP,PRM,PRL,ENT,PVI,WIN
10  FORMAT(8F10.4)
    WRITE(5,19)
19  FORMAT(/7X,'TI',10X,'PRA',10X,'ERE',11X,'CP',10X,'PRM',10X,'PRL',
110X,'ENT',10X,'PVI',10X,'WIN'/)
    WRITE(5,20)TI,PRA,ERE,CP,PRM,PRL,ENT,PVI,WIN
20  FORMAT(3X,9(2X,F10.6))
    DEN=1./(PRL*ENT)
    PTOT=PSA*(1.-CH*WIN)/(1.-WIN)
    WI=(PTOT-PVI)/(PTOT-CH*PVI)
    WRITE(5,29)
29  FORMAT(/7X,'DEN',9X,'PTOT',9X,'WI'/)
    WRITE(5,31)DEN,PTOT,WI
31  FORMAT(3F12.7)
    EPS=0.
    EPSITO=0.1
    DO 17 JA=1,6
    EPSITO=EPSITO/10.
5  EPS=EPS+EPSITO
    B1=240.*(1.-EPS)
    B2=(EPS**2)*(15.*ERE**2-12.)+4.*EPS+8.
    PSI=B1/B2
    PSI=SQRT(PSI)
    ETA=ERE*EPS*PSI/(2.*(1.-EPS))
    BET=ERE*EPS*ETA/2.
    A=3.*BET-(1.-EPS)*PSI
    B=((1.-EPS)*PSI**2)/2. -12./0.55
    C=((1.-EPS)*PSI**3)/10.
    XCOF(1)=C
    XCOF(2)=B
    XCOF(3)=A
    XCOF(4)=1.
    CALL POLRT(XCOF,COF,3,ROOTR,ROOTI,IER)
    DO 11 II=1,3
    IF(ROOTI(II))11,12,11
12  IF(ROOTR(II))11,11,13
13  RESTA=PSI-ROOTR(II)
    IF(RESTA)14,11,11
14  SIG=ROOTR(II)
11  CONTINUE
    SIGMA=4.*(WI-WIN)/(0.55*BET*WI)
    IF(SIGMA)8,6,6
6  RESP=SIG-SIGMA
    IF(RESP)5,5,7
7  IF(EPS-EPSITO)9,9,8
9  EPS=0.
    GO TO 17
8  EPS=EPS-EPSITO
17  CONTINUE
    WRITE(5,39)
39  FORMAT(/9X,'EPS',10X,'SIGMA',12X,'SIG',11X,'RESP',12X,'PSI',12X,
```

```

      *'ETA',12X,'BET'/)
      WRITE(5,41)EPS,SIGMA,SIG,RESP,PSI,ETA,BET
41  FORMAT(7(3X,F12.7))
      WRITE(5,49)
49  FORMAT(/7X,'EC',12X,'RAIZ',12X,'TIN',12X,'TW',12X,'TWS'/)
      EC=5.
      WO=-4./PRM
      W1=BET
      W2=(8.*EC*((1.-EPS)**2)/(PSI**2))+EPS/3.
      W3=((1.-EPS)/(6.*PSI))-(8.*EC*((1.-EPS)**2)/(PSI**3))
      W4=(8.*EC*((1.-EPS)**2)/(3.*(PSI**4)))-((1.-EPS)/(30.*(PSI**2)))
      XCOF(1)=WO
      XCOF(2)=W1
      XCOF(3)=W2
      XCOF(4)= W3
      XCOF(5)= W4
      CALL POLRT(XCOF,COF,4,ROOTR,ROOTI,IER)
      DO 1 I=1,4
        IF(ROOTI(I))1,2,1
2     IF(ROOTR(I))1,1,3
3     DIFER=PSI-ROOTR(I)
        IF(DIFER)1,1,4
4     RAIZ=ROOTR(I)
1    CONTINUE
      TIN=112
      DO 38 LL=1,5
        TIN=TIN+100.
        NAB=CP*(TIN-TI)/(PRA*ENT)
        TW=TI-ETA*(BET/2.+2.*NAB/RAIZ)/(ERE*DEN)
        TWS=212.-TW
        WRITE(5,51)EC,RAIZ,TIN,TW,TWS
51  FORMAT(5(3X,F12.7))
38  CONTINUE
18  CONTINUE
      CALL EXIT
      END
      SUBROUTINE POLRT(XCOF,COF,M,ROOTR,ROOTI,IER)
      DIMENSION XCOF(5),COF(5),ROOTR(5),ROOTI(5)
      IFIT=0
      N=M
      IER=0
      IF(XCOF(N+1))10,25,10
      IF(N)15,15,32
10   C
15   IER=1
20   RETURN
      C
25   IER=4
      GO TO 20
      C
30   IER=2
      GO TO 20
32   IF(N-36)35,35,30
35   NX=N
      NXX=N+1
      N2=1
      KJ1=N+1
      DO 40 L=1,KJ1
        MT=KJ1-L+1
40   COF(MT)=XCOF(L)

```



```

C
45  X0=.00500101
    Y0=.01000101

C
    IN=0
50  X=X0
C
    X0=-10.0*Y0
    Y0=-10.0*X

C
    X=X0
    Y=Y0
    IN=IN+1
    GO TO 59
55  IF IT=1
    XPR=X
    YPR=Y

C
59  ICT=0
60  UX=0.0
    UY=0.0
    V =0.0
    YT=0.0
    XT=1.0
    U=COF(N+1)
    IF(U)65,130,65
65  DO 70 I=1,N
    L=N-I+1
    XT2=X*XT-Y*YT
    YT2=X*YT+Y*XT
    U=U+COF(L)*XT2
    V=V+COF(L)*YT2
    FI=I
    UX=UX+FI*XT*COF(L)
    UY=UY-FI*YT*COF(L)
    XT=XT2
70  YT=YT2
    SUMSQ=UX*UX+UY*UY
    IF(SUMSQ)75,110,75
75  DX=(V*UY-U*UX)/SUMSQ
    X=X+DX
    DY=-(U*UY+V*UX)/SUMSQ
    Y=Y+DY
78  IF(ABS(DY)+ABS(DX)-1.0E-05)100,80,80
C
80  ICT=ICT+1
    IF(ICT-500)60,85,85
85  IF(IFIT)100,90,100
90  IF(IN-5)50,95,95
C
95  IER=3
    GO TO 20
100 DO 105 L=1,NXX
    MT=KJ1-L+1
    TEMP=XCOF(MT)
    XCOF(MT)=COF(L)
105  COF(L)=TEMP
    ITEMP=N
    N=NX
    NX=ITEMP

```

```
      IF(IFIT)120,55,120
110    IF(IFIT)115,50,115
115    X=XPR
      Y=YPR
120    IFIT=0
      IF(X) 122,125,122
122    IF(ABS(Y)-ABS(X)*1.0E-04) 135,125,125
125    ALPHA=X/X
      SUMSQ=X*X+Y*Y
      N=N-2
      GO TO 140
130    X=0.0
      NX=NX-1
      NXX=NXX-1
135    Y=0.0
      SUMSQ=0.0
      ALPHA=X
      N=N-1
140    L1=1
      L2=2
      COF(L2)=COF(L2)+ALPHA*COF(L1)
145    DO 150 L=2,N
150    COF(L+1)=COF(L+1)+ALPHA*COF(L)-SUMSQ*COF(L-1)
155    ROOTI(N2)=Y
      ROOTR(N2)=X
      N2=N2+1
      IF(SUMSQ) 160,165,160
160    Y=-Y
      SUMSQ=0.0
      GO TO 155
165    IF(N)20,20,45
      END
/*
```

APENDICE C

Programa āra resolver el sistema de ecuaciones cuando $\xi_t > \xi_v$

```
//PAUL JOB (A63,398),MSGLEVEL=1,CLASS=A,TIME=3
```

```
//STET1 EXEC FORTNCE
```

```
//FORT.SYSIN DD *
```

```

    DIMENSION XCOF(6),COF(6),ROOTR(5),ROOTI(5)
    REAL NAB
    CH=1.-18./28.95
    PSA=14.696
    CPL=1.0
    DO 18 IN=1,11
    READ(8,10)TI,PRA,ERE,CP,PRM,PRL,ENT,PVI,WIN
10  FORMAT(8F10.4)
    WRITE(5,19)
19  FORMAT(/7X,'TI',10X,'PRA',10X,'ERE',11X,'CP',10X,'PRM',10X,'PRL',
    110X,'ENT',10X,'PVI',10X,'WIN'/)
    WRITE(5,20)TI,PRA,ERE,CP,PRM,PRL,ENT,PVI,WIN
20  FORMAT(3X,9(2X,F10.6))
    DEN=1./(PRL*ENT)
    PTOT=PSA*(1.-CH*WIN)/(1.-WIN)
    WI=(PTOT-PVI)/(PTOT-CH*PVI)
    WRITE(5,29)
29  FORMAT(/7X,'DEN',9X,'PTOT',9X,'WI'/)
    WRITE(5,31)DEN,PTOT,WI
31  FORMAT(3F12.7)
    EPS=0.
    EPSITO=0.1
    DO 17 JA=1,6
    EPSITO=EPSITO/10.
5  EPS=EPS+EPSITO
    B1=240.*(1.-EPS)
    B2=(EPS**2)*(15.*ERE**2-12.)+4.*EPS+8.
    PSI=B1/B2
    PSI=SQRT(PSI)
    ETA=ERE*EPS*PSI/(2.*(1.-EPS))
    BET=ERE*EPS*ETA/2.
    A=3.*BET-(1.-EPS)*PSI
    B=((1.-EPS)*PSI**2)/2. -12./0.55
    C=((1.-EPS)*PSI**3)/10.
    XCOF(1)=C
    XCOF(2)=B
    XCOF(3)=A
    XCOF(4)=1.
    CALL POLRT(XCOF,COF,3,ROOTR,ROOTI,IER)
    DO 11 II=1,3
    IF(ROOTI(II))11,12,11
12  IF(ROOTR(II))11,11,13
13  RESTA=PSI-ROOTR(II)
    IF(RESTA)14,11,11
14  SIG=ROOTR(II)
11  CONTINUE
    SIGMA=4.*(WI-WIN)/(0.55*BET*WI)
    IF(SIGMA)8,6,6
6  RESP=SIG-SIGMA
    IF(RESP)5,5,7
7  IF(EPS-EPSITO)9,9,8
9  EPS=0.
    GO TO 17
8  EPS=EPS-EPSITO
17  CONTINUE
    WRITE(5,39)
39  FORMAT(/9X,'EPS',10X,'SIGMA',12X,'SIG',11X,'RESP',12X,'PSI',12X,
```

```

* 'ETA',12X,'BET' /)
WRITE(5,41)EPS,SIGMA,SIG,RESP,PSI,ETA,BET
41 FORMAT(7(3X,F12.7))
WRITE(5,49)
49 FORMAT(/7X,'EC',12X,'RAIZ',12X,'TIN',12X,'TW',12X,'TWS' /)
EC=0.
V0=-((1.-EPS)*PSI**3)/30.
V1=((1.-EPS)*PSI**2)/6.-4./PRM
V2=BET-((1.-EPS)*PSI/3.)
V3=(8.*EC*((1.-EPS)**2)/(PSI**2))+1./3.
V4=-8.*EC*((1.-EPS)**2)/(PSI**3)
V5=8.*EC*((1.-EPS)**2)/(3.*(PSI**4))
XCOF(1)=V0
XCOF(2)=V1
XCOF(3)=V2
XCOF(4)=V3
XCOF(5)=V4
XCOF(6)=V5
CALL POLRT (XCOF,COF,5,ROOTR,ROOTI,IER)
DO 1 I=1,5
  IF(ROOTI(I))1,2,1
2 IF(ROOTR(I))1,1,3
3 DIFER=ROOTR(I)-PSI
  IF(DIFER)1,1,4
4 RAIZ=ROOTR(I)
1 CONTINUE
TIN=112
DO 38 LL=1,5
  TIN=TIN+100.
NAB=CP*(TIN-TI)/(PRA*ENT)
TW=TI-ETA*(BET/2.+2.*NAB/RAIZ)/(ERE*DEN)
TWS=212.-TW
WRITE(5,51)EC,RAIZ,TIN,TW,TWS
51 FORMAT(5(3X,F12.7))
38 CONTINUE
18 CONTINUE
CALL EXIT
END

```

/*

APENDICE D

Programa para vapor puro

// JOB T 00FF 10FF

LOG DRIVE	CART SPEC	CART AVAIL	PHY DRIVE
0000	00FF	00FF	0000
0001	10FF	10FF	0001
		0EC3	0002

V2 M05 ACTUAL 32K CONFIG 32K

// FOR

*IOCS(2501READER,1403PRINTER)

*LIST SOURCE PROGRAM

*UNE WORD INTEGERS

DIMENSION XCOF(5),COF(5),ROOTR(4),ROOTI(4)

REAL NAB

CPL=1.0

TI=212.

PRA=1.068

ERE=193.

CP=0.5

PRM=1.068

PRL=1.74

ENT=970.3

WRITE(5,19)

19 FORMAT(/,10X,'TI',11X,'PRA',10X,'ERE',10X,'CP',11X,'PRM',10X,
 *'PRL',10X,'ENT',/)

WRITE(5,20)TI,PRA,ERE,CP,PRM,PRL,ENT

20 FORMAT(3X,7(3X,F10.4))

TW=187.

DO 48 IN=1,4

TW=TW+5.

TIN=212.

DO 38 LL=1,4

TIN=TIN+100.

DEN=1./(PRL*ENT)

NAB=CP*(TIN-TI)/(PRA*ENT)

EC=-1.

DO 28 KK=1,3

EC=EC+1.

WRITE(5,29)

29 FORMAT(/,9X,'TW',9X,'TIN',9X,'EC',/)

WRITE(5,30)TW,TIN,EC

30 FORMAT(3X,3(3X,F8.3))

EPS=0.

EPSITO=0.1

DO 17 JA=1,6

EPSITO=EPSITO/10.

5 EPS=EPS+EPSITO

B1=240.*(1.-EPS)

B2=(EPS**2)*(15.*ERE**2-12.)+4.*EPS+8.

PSI=B1/B2

PSI=SQRT(PSI)

ETA=ERE*EPS*PSI/(2.*(1.-EPS))

BET=ERE*EPS*ETA/2.

W0=-4./PRM

W1=BET

W2=(8.*EC*((1.-EPS)**2)/(PSI**2))+EPS/3.

W3=((1.-EPS)/(6.*PSI))-(8.*EC*((1.-EPS)**2)/(PSI**3))

W4=(8.*EC*((1.-EPS)**2)/(3.*PSI**4))-((1.-EPS)/(30.*(PSI**2)))

XCOF(1)=W0

XCOF(2)=W1

```
XCOF(3)=W2
XCOF(4)= W3
XCOF(5)= W4
CALL POLRT(XCOF,COF,4,ROOTR,ROOTI,IER)
DO 1 I=1,4
  IF(ROOTI(I))1,2,1
2 IF(ROOTR(I))1,1,3
3 DIFER=PSI-ROOTR(I)
  IF(DIFER)1,1,4
4 RAIZ=ROOTR(I)
1 CONTINUE
  A=(TI-TW)*ERE*DEN
  B=2*NAB*ETA
  C=BET/(4*NAB)
  TAU1=A/B-C
  TAU=1/TAU1
  IF(TAU)8,6,6
6 RESP=TAU-RAIZ
  IF(RESP)5,5,7
7 IF(EPS-EPSITO)9,9,8
9 EPS=0.
  GO TO 17
8 EPS=EPS-EPSITO
17 CONTINUE
  WRITE(5,39)
39 FORMAT(/,11X,'EPS',12X,'PSI',12X,'ETA',12X,'BET',12X,'RAIZ',11X,
  *'TAU',12X,'RESP',/)
  WRITE(5,40)EPS,PSI,ETA,BET,RAIZ,TAU,RESP
40 FORMAT(3X,7(3X,F12.7))
28 CONTINUE
38 CONTINUE
48 CONTINUE
  CALL EXIT
END
```


BIBLIOGRAFIA

- (1) CESS, R.D. "Laminar Film Condensation on a Flat Plate in the Absence of a Body Force", Z. Angew, Math. Phys. pp 426-433, 1960.
- (2) KOH, J.C.Y. "Film Condensation in a Forced Convection Boundary Layer Flow", Int.J. Heat and Mass Transfer, 5, pp. 941-954, 1962.
- (3) SPARROW, E.M. y MINKOWYCZ, W.J.
"Condensation Heat Transfer in the Presence of non Condensables Interfacial Resistance, Superheating- Variable Properties and Difusion, Int.J. Heat and Mass Transfer, 9, pp. 1125-1144, 1966.
- (4) SADDY, M. "Condensação na Presença de não Condensável. Tese de M.Sc. COPPE/UFRJ, 1966.
- (5) FERREIRA, M.M. "Condensação na presença de Vapor Superaquecido e Resistência Interfacial", Tese M.Sc. COPPE/UFRJ, 1967.
- (6) SCHLICHTING, H. "Boundary Layer Theory", McGraw-Hill Book Company, Inc., N.Y., 1955.
- (7) BIRD, M., STEWART, W.E., LIGHTFOOT, E.
"Transport Phenomena" - John Wiley & Sons Inc., 1960.

- (8) ECKERT, E.R., DRAKE, R.M.
"Heat and Mass Transfer", McGraw-Hill,
Book Co., Inc., N.Y. 1959.
- (9) GEBHART, B. "Heat Transfer", McGraw-Hill Book Co. Inc.
N.Y., 1961.
- (10) PERRY, J.H. "Chemical Engineer's Handbook", third ed.,
McGraw-Hill Book Co. Inc., N.Y., 1950.
- (11) HILSENATH, J.
"Tables of Thermal Properties of Gases",
Natl. Bur. Standards, circ. 564, 1955.
- (12) AMERICAN INSTITUTE OF PHYSICS HANDBOOK, second edit.
McGraw-Hill Book Co. Inc., N.Y.
- (13) KREITH, F. "Principles of Heat Transfer", Intern.
Textbook Co. Scranton, penn., 1961.
- (14) KEENAN, J.H., KEYES, F.G.
"Thermodynamics Properties of Steam
John Wiley & Sons, N.Y., 1963
- (15) REED, S.C., SHERWOOD, T.K.
"Properties of Gases and Liquids", McGraw
Hill Book Co. Inc., 1958.

NOMENCLATURA

a	$1 - M_v/M_g$
C _p	Calor específico a presión constante
Ec	Número de Eckert $\left[\frac{U^2}{C_{p_m}(T_\infty - T_i)} \right]$
f	función flujo adimensional de la C.L. de condensado
f'(η_δ)	velocidad adimensional tangencial del líquido en la interface
g	función flujo adimensional de la mezcla
g(0)	rata de condensación
h _{fg}	calor latente de condensación
j	flujo difusivo de masa
k	conductividad térmica
\dot{m}	rata de condensado por unidad de área
M	peso molecular
P	presión
Pr	número de Prandtl $\left[\frac{\mu C_p}{k} \right]$
\bar{Pr}	Prandtl promedio
q	flujo de calor en la placa
q*	flujo de calor con vapor saturado sin disipación viscosa
q**	flujo de calor con vapor sobrecalentado y disipación viscosa
P _v	presión parcial de vapor

D	Difusividad masica
R	$\left[\frac{(\mu\rho)_\ell}{(\mu\rho)_m} \right]^{1/2}$
Sc	Número de Schmidt $\left[\frac{\nu}{D} \right]$
T	temperatura
U	velocidad del flujo libre
u	componente de la velocidad en la dirección x
v	componente de la velocidad en la dirección y
W	fracción mäsica
x, y	coordenadas

SÍMBOLOS GRIEGOS

α	difusividad térmica
δ	espesura de la capa límite
η	variable adimensional para el líquido condensado
η_δ	espesura adimensional del líquido condensado
μ	viscosidad absoluta
ν	viscosidad cinemática
ρ	densidad
ξ	variable adimensional de la mezcla
φ	fracción relativa mäsica = $W_g - W_\infty$
ψ, Ψ	funciones de corriente
θ	temperatura adimensional para el filme líquido
Θ	temperatura adimensional para la mezcla
x	fracción molar

SUBÍNDICES

∞	flujo libre
i	interface
v	vapor
v	capa límite de velocidad
t	capa límite de temperatura
d	capa límite de difusión
ℓ	líquido
g	gas no condensable
m	mezcla
w	placa o pared
sat	saturación
0	vapor puro
1	vapor en presencia de gas no condensable